PRA RENCANA PABRIK

BIODIESEL DARI LIMBAH MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN PROSES LURGI KAPASITAS PRODUKSI 55.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR TRANSESTERIFIKASI

SKRIPSI

Disusun Oleh:

AN NISSA ANGGARDA PARAMITA 0814013

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

2012

PENGARUH PROSES ELEKTROLISA MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN MENGGUNAKAN ELEKTRODA GRAFIT TERHADAP SIFAT FISIKA DAN KIMIA

SKRIPSI

Oleh :

[illegible] ANDRIANA PRASETYA [illegible]

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI PERTANIAN
BOGOR
1995

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama	:	AN NISSA ANGGARDA PARAMITA
NIM	:	0814013
Jurusan/Program Studi	:	TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi	:	PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL DARI LIMBAH MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN PROSES LURGI KAPASITAS 55.000 TON/TH

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada:

Hari	:	Sabtu
Tanggal	:	4 Agustus 2012
Nilai	:	A

Ketua,

Jimmy, ST, MT
NIP.Y.103 9900 330

Sekretaris,

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP.Y. 103 0400 400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,

Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT
NIP. 195808021991032001

Penguji Kedua,

Elvianto Dwi Daryono, ST, MT.
NIP.Y. 103 0000 351

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI

Nama : YA NINSIY YNOKOYKDY PARANITA

NIM : 0317013

Jurusan/program studi : TEKNIK KIMIA

Judul skripsi : PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL DARI PALMITA

KAPASITAS 22.000 TON/TH

Dipertahankan di hadapan tim penguji ujian skripsi terdiri atas satu (1-5) orang:

Hari : Selasa

Tanggal : 4 Januari 2012

Nilai : A

Ketua	Sekretaris
Ir. Endang Dwi Saptati, ST. MT.	Ir. Endang Dwi Saptati, ST. MT.
NIK. 103 0000 400	NIK. 103 0000 221

Penguji I	Penguji II
Ir. Ida Ayu Dwi Giriantari, ST. MT.	Ir. Endang Dwi Saptati, ST. MT.
NIK. 103 0000 339	NIK. 103 0000 221

Yogyakarta, 4 Januari 2012

Penguji II,

Penguji I,

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

BIODIESEL DARI LIMBAH MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN PROSES LURGI KAPASITAS PRODUKSI 55.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR ESTERIFIKASI

SKRIPSI

Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh:

AN NISSA ANGGARDA PARAMITA 0814013

Malang, Agustus 2012

Mengetahui,	Menyetujui,
Dekan FTI ITN Malang	Dosen Pembimbing
Ir. Sidik Noertjahjono, MT	**Jimmy, ST, MT**
NIP.Y.102 8700 167	NIP.Y. 103 9900 330

LEMBAR PERSETUJUAN

PTA BENGKULU PADANG

BIDANG HUKUM, DAN LEMBAH MINYAK KELAPA SAWIT
DENGAN PROMOS LUNCI
KEMASITAS PRODUKSI SEMO TONYTAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA
REARTON EXTERNTRAS

SKRIPSI

Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Ujian
Sarjana Pada Jurusan Teknik Sipil
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh:

AN PISSA ANTICARDIA PANAMITA 08.1.0012

Malang, Agustus 2012

Mengetahui,
Dosen Pembimbing

Mengetahui,
Dosen Pembimbing

Ir. Sibil Sumbilanto, MT
NIP.Y.1032 8700 147

Ibnu, ST, MT
NIP.Y. 103 9900 336

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: AN NISSA ANGGARDA PARAMITA
NIM	: 0814013
Jurusan/Program Studi	: *Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)*

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

BIODIESEL DARI LIMBAH MINYAK KELAPA SAWIT
DENGAN PROSES LURGI
KAPASITAS PRODUKSI 55.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR TRANSESTERIFIKASI II

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Agustus 2012

Yang membuat pernyataan,

AN NISSA ANGGARDA PARAMITA

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: AN NISSA ANGGARDIA PARAMITA
NIM	: 081801[illegible]
Jurusan Program Studi	: Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

PRODUKSI DARI LIMBAH AIRSYARAF KELAPA SAWIT
DENGAN PROSES LURGI
KAPASITAS PRODUKSI 55.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA
REACTOR TRANSESTERIFIKASI II

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri. bukan merupakan duplikasi atau tiruan seseorang atau mengambil sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak dicantumkan dari sumber aslinya.

Malang, Agustus 2012
Yang membuat pernyataan

AN NISSA ANGGARDIA PARAMITA

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **"Pra Rencana Pabrik Biodiesel dari Limbah Minyak Kelapa Sawit dengan Proses Lurgi Kapasitas Produksi 55.000 Ton/Tahun"**.

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia ITN Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata –1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Bapak Jimmy, ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang dan selaku Dosen Pembimbing.
4. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
5. Rekan-rekan yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Agustus 2012

Penyusun

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul "Pra Rancana Pabrik Bioetanol dari Limbah Nilampuk Kelapa Sawit dengan Proses Energi Kapasitas Produksi 55.000 Ton/Tahun".

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia UPN Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana Teknik (ST) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, antara lain :

1. Bapak Ir. Sayekiro Djiwo, MT. selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sibli Noerpilipi, MT. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Bapak Jimmy, ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang dan selaku Dosen Pembimbing.
4. Bapak dan Ibu Dosen yang telah membekali ilmuNya kepada penyusun.
5. Rekan-rekan yang telah bergabung membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari sepenuh Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dari semua pihak ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Agustus 2012

Penyusun

PRA RENCANA PABRIK
BIODIESEL DARI LIMBAH MINYAK KELAPA SAWIT
DENGAN PROSES LURGI
KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:
An Nissa Anggarda Paramita 0814013

Dosen Pembimbing:
Jimmy, ST, MT.

ABSTRAK

Biodiesel atau biasa disebut Metil Ester adalah salah satu jenis ester yang mempunyai rumus senyawa $RCOOCH_3$. Biodiesel diperoleh dengan mereaksikan secara kimiawi alkohol dengan trigliserida, menggunakan katalis. Proses paling umum dalam memproduksi biodiesel dari minyak tumbuhan adalah transesterifikasi *fatty acid glycerol esters* menjadi methyl ester dengan menggunakan salah satu katalis. Methyl ester sangat baik menjadi campuran bahan bakar minyak diesel karena pada saat terbakar, methyl ester bersih tanpa disertai emisi sulfur dioksida.

Pabrik Biodiesel ini direncanakan didirikan di Kabupaten Tulang Bawang, Lampung dengan kapasitas produksi sebesar 55.000 ton/tahun dan mulai beroperasi tahun 2015. Model operasi yang diterapkan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan TCI = Rp. 97.878.327.879,-; ROI_{AT} = 25 %; ROI_{BT} = 42 %; IRR = 25,39 %; POT = 3,5 tahun; BEP = 45,47 % dengan bunga bank 15 %. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Biodiesel ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Biodiesel, Metil Ester, Transesterifikasi

PT. ALFA SINTESA PADIRIK

MEMBERI DAN ELIMINASI MINYAK KELAPA SAWIT DI VCAN PROSES LURUS

KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:
An. Nisa Anggreda Permata 081401013

Dosen Pembimbing:
Ilmiyah, ST, MT.

ABSTRAK

Pembuat dan Eliminasi Minyak Kelapa Sawit adalah salah satu jenis cara yang menggunakan metode sentrifugal dengan *RCDOC II*. Pemisahan dipercepat dengan menggunakan sentrifugal dengan *mengunakan* kecepatan tinggi. Proses pada ini mengunakan monoproduksi berdasar dari minyak tambahan metode konvensional dan gravitasi cara proses pembuat minyak color dengan menggunakan salah satu kimia. Minyak color sangat baik mempunyai campuran bahan kimia minyak dicat sangat pada saat tertekan, minyak color berasal dari cuper dicerai antar sulfur dioksida.

Pabrik direncana di direncanakan didirikan di Kabupaten Tulang Bawang Lampung dengan kapasitas produksi sebesar 55.000 ton tahun dan mulai beroperasi tahun 2015. Model operasi yang dipergunakan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan: TCI = Rp. 97.878.227.870,- ROI$_{bt}$ = 24,96% ROI$_{at}$ = 12,48% BEP = 25,50 % PCP = 7,3 tahun BEP = 44,17 % dengan bunga bank 15 %. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Direncana ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Direncana, Minyak Sawit, Lurus, Kapasitas

DAFTAR ISI

DAFTAR TABEL

DAFTAR GAMBAR

BAB I
PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara penghasil minyak bumi di dunia namun sampai saat ini masih mengimpor bahan bakar minyak (BBM) untuk mencukupi kebutuhan bahan bakar minyak disektor transportasi dan energi. Kenaikan harga minyak mentah dunia akhir-akhir ini memberi dampak yang besar pada perekonomian nasional, terutama dengan adanya kenaikan harga BBM. Kenaikan harga BBM secara langsung berakibat pada naiknya biaya transportasi, biaya produksi industri dan pembangkitan tenaga listrik. Dalam jangka panjang impor BBM ini akan makin mendominasi penyediaan energi nasional apabila tidak ada kebijakan pemerintah untuk melaksanakan penganekaragaman energi dengan memanfaatkan energi terbaharukan dan lain-lain.[1]

Ketersediaan minyak mentah yang semakin sedikit dan desakan untuk menggunakan bahan bakar yang ramah lingkungan sebagai dampak dari polusi lingkungan serta dampak pemanasan global mengakibatkan berkembangnya usaha dalam melakukan diversifikasi bahan bakar terbarukan. Salah satunya adalah berkembangnya penelitian bahan bakar yang berasal dari nabati khususnya biodisel. Biodiesel adalah salah satu bahan bakar alternatif yang ramah akan lingkungan. Hal tersebut dikarenakan emisi gas yang dihasilkan oleh bahan bakar biodiesel tidak mencemari lingkungan. Terdapat berbagai minyak nabati yang dapat dipergunakan salah satunya minyak kelapa sawit yaitu (*Crude Palm Oil*).

Indonesia adalah penghasil minyak sawit terbesar kedua setelah Malaysia dengan produksi CPO (*Crude Palm Oil*) sebesar 8 juta ton pada tahun 2002 dan akan menjadi penghasil CPO terbesar didunia pada tahun 2012. Hal ini mengindikasikan bahwa Indonesia sangat berpotensi menghasilkan minyak sawit yang dapat menjadi berbagai macam komoditi selain bahan bakar biodiesel minyak sawit, sehingga hal-hal ini merupakan kesempatan emas bagi sentra-sentra kelapa sawit untuk mandiri dalam energi. Indonesia selayaknya melihat potensi pengembangan biodiesel sebagai suatu alternatif yang segera dapat dengan cepat diimplementasikan, dilihat dari berbagai pertimbangan diantaranya melimpahnya bahan baku pembuatan biodiesel berbasis

Crude Palm Oil (CPO), serta kemudahan teknologi pembuatan biodiesel, dan tentunya aspek terpenting berupa independensi Indonesia terhadap energi diesel.[2]

Bahan bakar nabati yang diolah dari minyak nabati kita kenal dengan biodiesel. Tantangan yang lain bagi pengembangan industri biodiesel adalah harga CPO dan bahan baku pendukung lainnya cenderung naik, harus bersaing dengan BBM konvensional yang sewaktu-waktu harganya bisa jatuh. Maka alternatif yang dipakai untuk pembuatan biodiesel adalah menggunakan limbah dari produksi CPO atau yang lebih dikenal dengan nama CPO parit.

Untuk produksi penghasil CPO terbesar yaitu pada propinsi Riau dengan hasil produksi sebesar 3,3 juta ton pertahun atau hampir sekitar 30% dari total produksi kelapa sawit di Indonesia. Dengan memiliki angka produksi yang tinggi maka dapat menghasilkan CPO parit sebesar 0,1065 juta ton atau 106,5 ribu ton, sehingga sangat memungkinkan untuk membuat pabrik biodiesel dari CPO parit.[3]

1.2. Perkembangan Industri Biodiesel

Sejarah keberadaan biodiesel ini usianya sudah mencapai dua abad. Ektraksi minyak nabati sebenarnya sudah dilakukan sejak awal 1853 oleh ilmuwan E. Duffy dan J. Patrick. Model pertama mesin diesel yang dibuat Rudolf Diesel, bisa bekerja untuk pertama kalinya di Augsburg, Jerman pada 10 Agustus 1893. Pada tahun 1920-an, pabrik diesel merubah fungsi mesinnya sehingga bisa digunakan untuk bahan bakar fosil. Sejak itu industri minyak bumi semakin menggeser keberadaan minyak nabati dan mampu menguasai pasar perminyakan karena harganya yang lebih murah dibandingkan bahan bakar biomassa.

Kebangkitan produksi biodiesel baru terjadi pada tahun 1980-an di Austria dengan adanya perkebunan besar yang menghasilkan bahan dasar biodiesel. Pada tahun 1991 berdiri sebuah pabrik skala industri pertama yang mampu meproduksi biodiesel dalam skala besar di Aschach yang juga berlokasi di Austria. Selama tahun 1990-an, pabrik-pabrik produsen biodiesel dibuka di beberapa negara Eropa, termasuk Republik Ceko, Prancis, Jerman, dan Swedia. Pada tahun 1990an itu pula, Prancis meluncurkan produksi bahan bakar biodiesel lokalnya yang lebih dikenal dengan sebutan diester. Produsen otomotif di Prancis, seperti Renault dan Peugeot, sudah memberikan sertifikasi mesin truk mereka sehingga bisa dijalankan menggunakan biodiesel produksi Prancis ini.

Tak hanya Prancis, Amerika Serikat sejak 1978 hingga 1996 juga terus melakukan eksperimen menggunakan alga sebagai bahan dasar biodiesel. Sumber independen menyatakan bahwa teknologi *GreenFuel*, sebuah perusahaan yang terletak di *Cambridge*, *Massachussets* berhasil memproduksi biodiesel menggunakan alga tersebut. Di Indonesia industri biodiesel secara komersial dibangun pada tahun 2006 yaitu oleh PT. Pertamina Indonesia Unit VI di Balongan.[4]

1.3. Kegunaan Biodiesel

Biodiesel memiliki fungsi utama adalah sebagai bahan bakar alternatif sebagai pengganti bahan bakar minyak yang berasal dari fosil. Biodiesel juga memiliki kelebihan yaitu dapat mengurangi tingkat emisi dan biodiesel merupakan bahan bakar yang dapat diperbaharui.

1.4. Sifat-Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku serta Produk

1.4.1. Bahan baku utama

a. *Waste Palm Oil* (WPO/CPO Parit)

Di antara beberapa jenis tanaman yang paling memungkin digunakan sebagai sumber bahan bakar nabati ada dua jenis tanaman yang layak dikembangkan ditinjau dari aspek teknis dan aspek ekonomi yaitu kelapa sawit (Palm Oil). Tanaman ini sangat familiar bagi masyarakat Indonesia karena tanaman sawit merupakan penghasil minyak mentah sawit yang kita kenal dengan *Crude Palm Oil* atau CPO.

CPO parit merupakan limbah minyak kelapa sawit yang dihasilkan dari proses penjernihan minyak kelapa sawit dari impuritisnya. Total pada limbah CPO parit, masih mengandung CPO yang bisa digunakan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel.[4] Limbah cair minyak kelapa sawit atau CPO parit juga biasa disebut *Palm Oil Mill Effluent* (POME) yang merupakan bahan baku murah yang dapat digunakan untuk pembuatan biodiesel.[5]

Tabel 1.1. Komposis WPO

Parameter	Komposisi
Air (%wt)	1,8
FFA (%wt)	23,2
Impuritis (%wt)	3
Triglisedrida (%wt)	72
Density (mg/mL)	0,895

b. Metanol [7]

Metanol adalah senyawa kimia dengan rumus molekul CH_3OH. Metanol merupakan bentuk alkohol yang paling sederhana.

1. Sifat Fisika Metanol:
   - Bentuk : Cair
   - Warna : Tidak berwarna
   - Densitas : 0,7918 g/cm^3
   - Titik lebur : -97 °C, -142,9 °F (176 K)
   - Titik didih : 64,7 °C, 148,4 °F (337,8 K)
   - Viskositas : 0,59 mPa.s (pada suhu 20^{0}C)
   - Titik nyala : 11^{0}C
   - Keasaman : (pK_a) ~ 15,5
2. Sifat Kimia Metanol
   - Berat Molekul : 32,04bg/mol
   - Kelarutan : larut sempurna

c. Katalis

- Sodium Methoxide (CH_3ONa) [8]

  Sodium Methoxide Dalam bentuk padat, natrium metoksida adalah polimer, dengan lembaran-seperti array Na + pusat, masing-masing terikat pada empat pusat oksigen. Struktur, dan karenanya kebasaan nya, dari natrium metoksida dalam larutan tergantung pada pelarut. Ini adalah dasar secara signifikan lebih kuat dalam DMSO mana lebih lengkap terionisasi dan bebas dari ikatan hidrogen.

  1. Sifat Fisika Sodium Methoxide
     - Bentuk : Padat
     - Warna : Putih
     - Bau : tidak berbau
     - Titik Leleh : >300 °C
  2. Sifat Kimia Sodium Methoxide
     - Berat Molekul : 54,02 g/mol
     - Kelarutan : Larut sempurna dengan air

- Asam Sulfat (H_2SO_4) [9]

  Asam Sulfat merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat yang memiliki kegunaan dalam reaksi kimia yaitu pemrosesan biji mineral, sintesis kimia, pemrosesan air limbah, dan pengkilangan minyak.

  1. Sifat Fisik:
     - Bentuk : cairan
     - Warna : tidak berwarna
     - Bau : tidak berbau
     - Densitas : 1,84 g/cm^3 (pada 20 °C)
     - Titik leleh : 3 °C
     - Titik didih : 335 °C
     - Viskositas : 24 mPa.s (pada 20 °C)
     - Tekanan uap : 0,0001 hPa (pada 20 °C)
  2. Sifat Kimia:
     - Berat molekul : 98,08 g/mol
     - Kelarutan dalam air : tercampur sempurna
     - Kelarutan dalam etanol : tercampur sempurna

1.4.2. Bahan Pembantu

a. Kalsium Oksida (CaO) [12]

Digunakan sebagai penetralisir asam sulfat setelah esterifikasi, dimana CaO akan bereaksi membentuk $CaSO_4$.

Sifat Fisik:

- Bentuk : Padat-serbuk
- Warna : Putih
- Densitas : 3,33 g/cm^3
- Titik Didih : 2850 °C
- Titik Leleh : 2575 °C
- Kelarutan : Larut dalam asam,gliserol dan larutan gula

b. Magnesol

Digunakan sebagai adsorbent dalam pemurnian akhir biodiesel.

Tabel. 1.2. Komposisi Magnesol

Komposisi Magnesol		
Parameter		umum digunakan
Bentuk	Serbuk	Serbuk
Warna	Putih	Putih
Loss on ignation 900°C	15% max.	12%
Mol ratio $MgO:SiO_2$	1:2,25 s/d 1:2,75	1:2,6
pH of 5% water	9,5 ± 0,5	9,8
soluble salt	3% max.	1%
average size, micron		55
surface area	300 M^2/gr. menit	400

1.4.3. Produk

a. Biodisel

Tabel. 1.3. Syarat Biodisel berdasarkan SNI-04-7182-2006 [10]

Parameter dan satuannya	Batas Nilai	Metode Nilai	Metode Setara
Massa jenis 40°C, kg/m^3	850 - 890	ASTM D 1298	ISO 3675
Viskositas kinematik 40°C, mm^2/s (cSt)	2,3 -6,0	ASTM D 445	ISO 3104
Angka setane	Min 51	ASTM D 613	ISO 5165
Titik nyala (mangkok tertutup), °C	Min 100	ASTM D 93	ISO 2710
Titik kabut, °C	Maks 18	ASTM D 2500	-
Korosi bilah tembaga (3jam,50°C)	Maks no.3	ASTM D 130	ISO 2160
Residu karbon, %-berat • Dalam contoh asli • Dalam 10% ampas distilasi	Maks 0,05 (maks0,03)	ASTM D 4530	ISO 10370
Air dan sediment	Maks 0,05	ASTM D 2709	-
Temperatur distilasi 90%, °C	Maks 360	ASTM D 1160	-
Abu tersulfatkan, %-berat	Maks 0,02	ASTM D 874	ISO 3987
Belerang, ppm-b (mg/kg)	Maks 100	ASTM D 5453	prEN ISO 20884
Fosfor, ppm-b "(mg/kg)	Maks 10	AOCS	FBI-A05-03

		Ca 12-55	
Angka asam, mg-KOH/g	Maks 0,8	AOCS Cd 3-63	FBI-A01-03
Glyserol bebas, %-berat	Maks 0,02	AOCS Ca 14-56	FBI-A02-03
Glyserol total, %-berat	Maks 0,24	AOCS Ca 14-56	FBI-A02-03
Kadar ester alkil, %-berat	Min 96.5	Dihitung*)	FBI-A03-03
Angka iodium, g-I_2/(100g)	Maks 115	AOCS Cd1-25	FBI-A04-03
Uji Halphen	negatif	AOCS Cb1-25	FBI-A06-03

b. Gliserol [13]

1. Sifat fisika Gliserol
   - Titik beku : 92,09 kg/kmol
   - Titik didih : 290^{0}C
   - Spesifik gravity : 1,260
   - Densitas : 0,847 g/cm^3 70^{0}C
   - Viskositas : 34 cP
   - Fasa : Cair (pada suhu 30^{0}C, 1 atm)
2. Sifat Kimia
   - Berat Molekul : 92,09 kg/kmol
   - Kelarutan : Larut dalam air
   - Rumus Kimia Gliserol : $C_3H_8O_3$

c. Kalsium Sulfat ($CaSO_4$)[14]

Sifat fisika:

- Bentuk : Liquid
- Warna : Tidak berwarna
- Densitas : 1,84 g/cm^3
- Titik Didih : 310 ^{o}C
- Titik Leleh : -27 ^{o}C
- Kelarutan : Larut sempurna dalam air

d. Kalsium Hidroksida $Ca(OH)_2$ [15]

Sifat fisika:

- Bentuk : Padat-serbuk
- Warna : Putih
- Densitas : 2,24 g/cm^3
- Titik Didih : - °C
- Titik Leleh : 580 °C
- Kelarutan : Sedikit larut dalam air dan tidak larut dalam alkohol

1.5. Perhitungan Kapasitas Pabrik

Dalam mendirikan suatu pabrik diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan. Berikut ini data kebutuhan Solar di Indonesia:

Tabel 1.4. Data Perkembangan Solar di Indonesia [11]

Tahun	Produksi (kL)	Konsumsi (kL)	Impor (kL)	Ekspor
2005	20.818.394	34.157.085	15.963.000	-
2006	18.830.897	32.035.722	12.528.000	-
2007	17.361.380	32.430.963	14.538.000	-
2008	18.749.814	33.536.400	14.885.000	-
2009	19.362.073	32.637.328	10.422.000	-
2010	20.287.218	31.698.510	8.821.000	-
Rata-rata	19.234.963	32.749.335	12.859.500	-

Sumber: ESDM 2012

Menurut PT. PERTAMINA Indonesia, komposisi pengunaan metil ester (biodiesel) yang dicampurkan untuk bahan bakar biosolar adalah 5 % metil ester dan 95% solar (Pertamina. 2006). Berikut ini data kenaikan konsumsi solar di Indonesia:

Tabel 1.5. Data Presentase Kenaikan Solar di Indonesia [12]

Tahun	Produksi	Konsumsi	Impor	Ekspor
2005	-	-	-	-
2006	-9,55	-6,21	-21,52	-
2007	-7,80	1,23	16,04	-
2008	8,00	3,41	2,39	-

2009	3,27	-2,68	-29,98	-
2010	4,78	-2,88	-15,36	-
Rata-rata	-0,26	-1,43	-9,69	-

Untuk memenuhi kebutuhan akan bahan bakar, maka ditentukan perhitungan kapasitas produksi biodiesel pada tahun 2015 dengan menggunakan:

$$M = Mo\ (1+i)^n$$

Dimana:

M = jumlah kebutuhan tahun 2015

M_o = jumlah kebutuhan tahun 2010

i = prosentase kenaikan

n = banyaknya tahun ; 2010-2015

Dari data pada tabel 1.5. didapatkan:

- Untuk kenaikan rata-rata produksi sebesar -0,26 %; maka perkiraan kebutuhan impor Biodiesel pada tahun 2015 adalah :

  $M_1 = M_0\ (1+i)^n$

  $= 20.287.218\ (1 - 0,0026)^5$

  $= 20.022.888$ kL

- Untuk kenaikan rata-rata impor sebesar -9,69 %, maka perkiraan jumlah impor Biodiesel pada tahun 2015 adalah :

  $M_2 = M_0\ (1+i)^n$

  $= 8.821.000\ (1 - 0,0969)^5$

  $= 5.300.062$ kL

- Untuk kenaikan rata-rata ekspor sebesar 0 %; maka perkiraan kebutuhan ekspor Biodiesel pada tahun 2015 adalah :

  $M_4 = M_0\ (1+i)^n$

  $= 0\ (1+0)^4$

  $= 0$ kL

- Untuk kenaikan rata-rata konsumsi sebesar -1,43 %, maka perkiraan jumlah konsumsi Biodiesel pada tahun 2015 adalah :

  $M_5 = M_0\ (1+i)^n$

  $= 31.698.510\ (1 - 0,0143)^5$

  $= 29.503.247$ kL

Kapasitas pabrik Biodiesel pada tahun 2015 dihitung dengan persamaan:

$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$

Dimana:

M_1= jumlah produksi Biodiesel (kL)

M_2 = jumlah impor Biodiesel (kL)

M_3 = kapasitas pabrik baru Biodiesel (kL)

M_4 = jumlah ekspor Biodiesel (kL)

M_5 = jumlah konsumsi Biodiesel (kL)

Perhitungan kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2015 adalah:

$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$

$M_3 = (M_4 + M_5) - (M_1+M_2)$

$M_3 = (0 + 29.503.247) - (20.022.888 + 5.300.062)$

$= 4.180.297$ kL

Kebutuhan Total Biodiesel = 5 % x kebutuhan solar tahun 2015

= 5 % x 4.180.297 kL

= 209.014,83 kL

= 176.618 Ton

Untuk memenuhi kebutuhan biodiesel dan ketersediaan bahan baku minyak CPO parit dari daerah Lampung maka kapasitas pabrik terkecil di Indonesia adalah 4000 ton/tahun. Berdasarkan perhitungan dan kapasitas pabrik terkecil serta pertimbangan bahan baku, maka dapat diambil keputusan kapasitas produksi Biodiesel yang akan didirikan pada tahun 2015 adalah 55.000 ton/tahun.

BAB II

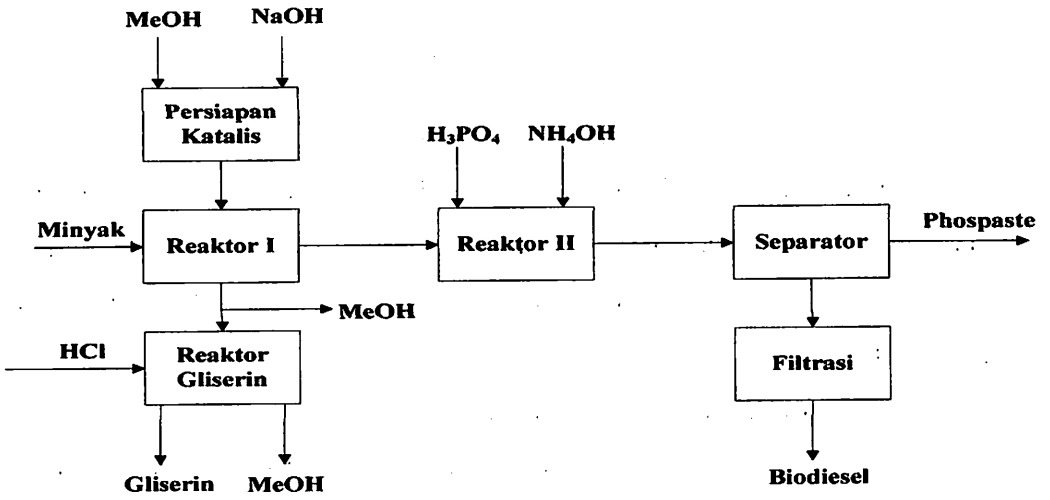
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Seleksi Proses

Dalam proses pembuatan biodisel terdapat beberapa jenis proses yang saat ini banyak digunakan di benua Eropa. Dari beberapa proses tersebut dibandingkan kualitas produk biodiesel yang dihasilkan dan biaya operasi yang digunakan. Beberapa proses tersebut diambil 3 skema proses yang mudah untuk dibedakan karakteristiknya, yaitu:

2.1.1 Proses *Batchwise Operating Technology*

Metode yang paling sederhana dalam pembuatan biodiesel menggunakan reaktor berpengaduk. Proses ini paling banyak digunakan dalam industri biodiesel saat ini. Biaya operasi yang digunakan tidak terlalu mahal dan dapat menghasilkan produk biodiesel mencapai kualitas yang diinginkan. Akan tetapi pada proses ini sedikit terkendala pada faktor konsistensi dan safety sehingga dapat ditanggulangi dengan pemasangan alat-alat kontrol sebagai pembantu.



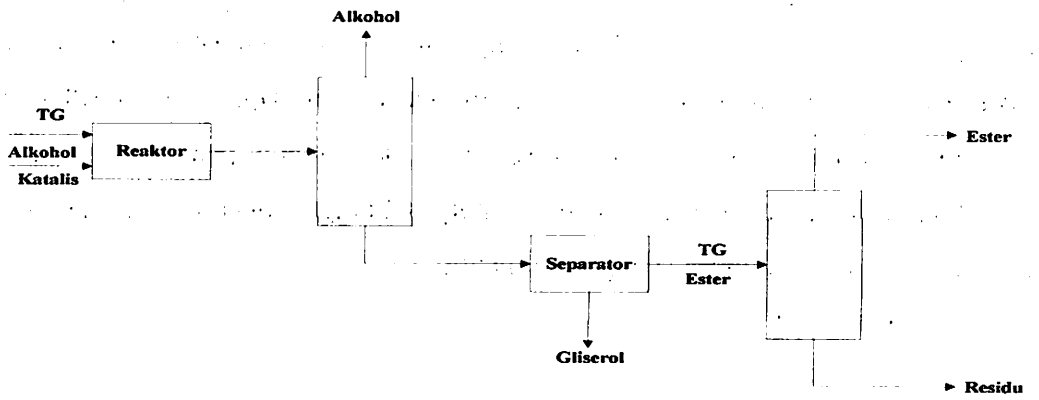
Gambar. 2.1. Proses *Batchwise*

Gambar diatas menunjukkan diagram alir proses batchwise. Langkah awal minyak dimasukkan ke dalam reaktor, setelah minyak mencapai kondisi reaksi, katalis/metanol dimasukkan ke reaktor I dan diaduk sesuai waktu reaksi. Setelah waktu reaksi tercapai pengadukan dihentikan dan dipompa ke reaktor II untuk penetralan, kemudian dialirkan ke separator untuk memisahkan biodiesel. Produk biodiesel dihasilkan setelah melalui

tahap filtrasi. Fase gliserol dialirkan ke reaktor gliserin untuk memisahkan alkohol dan gliserol.

2.1.2 Proses *Henkel*

Metode proses ini menggunakan reaktor tube, dengan kondisi operasi pada tekanan 4-5 bar dan suhu 70-80 °C. Produk biodiesel yang dihasilkan dipisahkan dengan gliserin pada separator, kemudian biodiesel dimurnikan dengan distilasi. Untuk saat ini pabrik biodiesel yang menggunakan proses ini mempunyai kapasitas 170.000 ton/tahun. Biodiesel yang dihasilkan dengan proses ini memiliki kualitas yang baik dan kemurnian yang tinggi. Tetapi proses ini memerlukan biaya investasi yang tinggi dan konsumsi energi yang besar.



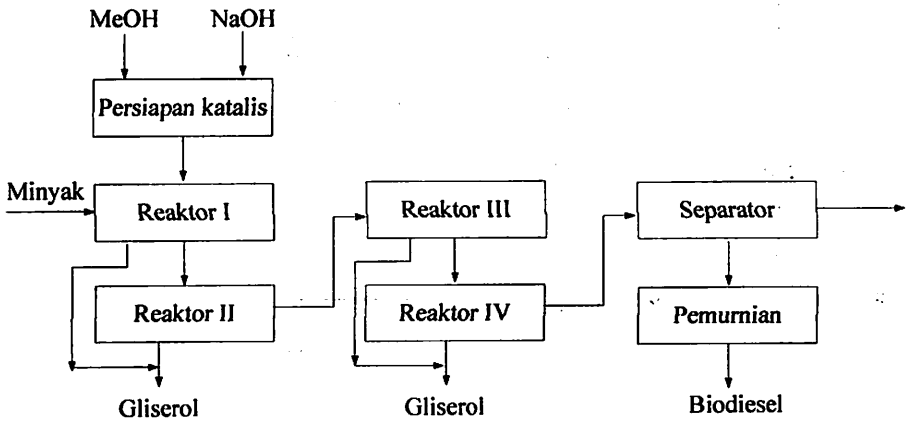
Gambar 2.2 Proses Henkel

Pada proses ini bahan baku minyak, alkohol dan katalis masuk kedalam reaktor, produk kemudian didistilasi untuk dipisahkan dari alkohol sisa reaksi, kemudian produk diseparasi pada separator untuk memisahkan gliserol, produk biodiesel dimurnikan dengan didistilasi.

2.1.3 Proses CD (*Continous Deglycerolization*)

Metode ini merupakan salah satu metode proses produksi biodisel yang murah dengan kondisi operasi yang menguntungkan karena menggunakan tekanan dan suhu operasi yang rendah.Proses ini pertama kali diaplikasikan pada industri pada tahun 1991 dengan kapasitas 1 ton/hari, kemudian berkembang pada tahun 1993 menjadi 20 ton/hari atau 8000 ton/tahun, hingga pada tahun 1997 proses ini sudah mencapai kapasitas 80.000-100.000 ton/tahun. Keuntungan menggunakan proses ini yaitu biaya investasinya rendah, kondisi operasi suhu 65-70 ^{0}C, kapasitas antara 8.000-150.000 ton/tahun, komsumsi energi yang lebih rendah, kualitas produk yang baik, memiliki

konsistensi dan standar keamanan yang baik. Tetapi proses ini tidak cocok untuk bahan baku dengan FFA> 2%.



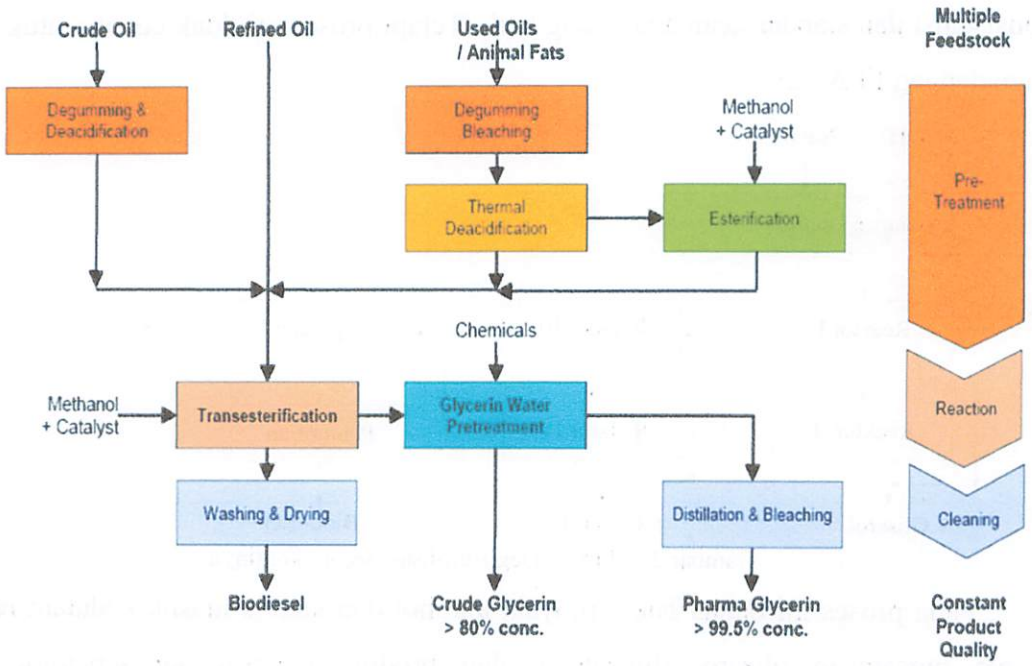
Gambar 2.3. Proses Degliserolisasi secara kontinyu

Pada proses ini bahan baku minyak, alkohol dan katalis masuk kedalam reaktor, secara bersamaan gliserol dipisahkan dan produk dialirkan ke separator untuk dipisahakan dari pengotornya, kemudian produk dimurnikan untuk menghasilkan produk biodiesel yang baik sesuai kualitas yang diinginkan.

2.1.4. Proses *Lurgi*

Proses Lurgi adalah proses produksi biodiesel yang juga dapat menggunakan feedstock apapun (minyak tumbuhan, minyak biji-bijian, limbah lemak hewan, bahkan daur ulang sisa minyak masak). Proses Lurgi ini dilakukan secara kontinyu dengan tahap esterifikasi dan tahap transesterifikasi. Tahap transesterifikasi pada proses Lurgi ini dilakukan dengan 2 tahap dalam 2 reaktor yang terpisah. Masing-masing reaktor terdiri dari bagian berpengaduk dan bak penampungan yang berfungsi sebagai dekanter.

Minyak mentah, yang mengandung kadar asam lemak bebas cukup tinggi, diesterifikasi terlebih dahulu untuk mengkonversi asam lemak bebas menjadi metil ester. Setelah asam lemaknya dikonversi menjadi metil ester, minyak mentah ini dimasukkan dalam reaktor transesterifikasi yang akan mengkonversi trigliserida menjadi metil ester. Skema



Gambar 2.4. Proses Lurgi

2.2. Pemilihan Proses

Dalam pemilihan proses, maka perlu adanya studi perbandingan dari alternatif proses yang ada, baik secara aspek teknis maupun aspek ekonomis sehingga didapatkan suatu proses produksi Biodiesel yang efektif dan efisien.

Tabel 2.1 Seleksi Proses Transesterifikasi

No.	Parameter	Transesterifikasi dengan Katalis			
		Proses Batchwise	Proses Henkel	Proses CD	Proses Lurgi
1.	Aspek Teknis				
	- Bahan baku	Minyak Nabati	Minyak Nabati	Minyak Nabati	Minyak Nabati
	- Alkohol : Minyak	Metanol 1:6	Metanol 1:6	Metanol 1:6	Metanol 1:6
	- Tekanan Reaksi	1 Atm	4-5 Atm	1 Atm	1 Atm
	- Suhu reaksi	65^0C	70 - 80^0C	70-100^0C	60-75^0C
	- Katalis	NaOH/KOH	NaOH/KOH	NaOH/KOH	CH_3ONa
	- Bahan pembantu	-	-	-	-
	- Konversi	85 – 94%	98%	99%	99%
	- Produk samping	Gliserol	Gliserol	Gliserol	Gliserol
2.	Aspek Ekonomi				
	- Biaya Operasi	Relatif murah	Relatif murah	Relatif murah	Relatif murah
	- Biaya Investasi	Relatif murah	Relatif mahal	Relatif murah	Relatif murah
	- Biaya katalis	Murah,1x pakai	Murah,1x pakai	Murah,1x pakai	Murah,1x pakai

2.2.1 Pemilihan rancangan proses

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan, diperlukan pemilihan proses yang terbaik. Pemilihan proses tersebut dapat dilakukan dengan cara membandingkan proses tersebut. Hasil pemilihan rancangan proses segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan. Maka pada proses produksi Biodiesel dipilih proses *Lurgi* dengan alasan sebagai berikut:

1. Biaya operasi murah
2. Biaya investasi murah
3. Konversinya relatif tinggi
4. Suhu yang digunakan relatif tidak terlalu tinggi

2.3. Uraian Proses

Proses pembuatan Biodiesel dari Minyak Bekas ini dapat dibagi 4 tahapan proses yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan dan pemurnian
4. Tahap penanganan produk

2.3.1 Tahap persiapan bahan baku

Bahan baku CPO Parit (Limbah Minyak Kelapa Sawit) yang dibeli dari industri pengolah limbah kelapa sawit ditampung pada storage CPO parit untuk digunakan pada tahap selanjutnya yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Langkah awal bahan baku CPO Parit dari storage (F-111) dipompa menggunakan pompa (L-112A) menuju Heater I (E-113A) untuk memanaskan CPO Parit dari 27 °C s/d 70 °C. Keluar dari Heater I (E-113A) masuk ke Reaktor Esterifikasi (R-110) dengan penamabahan metanol dan katalis H_2SO_4 dari Mixer I (M-116). Didalam mixer I tersebut terdiri dari metanol dari Storage Metanol (F-114) dan H_2SO_4 dari Storage (F-115). Setelah bercampur digunakan untuk proses esterifikasi di reaktor (R-110). Reaksi yang tejadi pada Reaktor Esterifikaasi adalah FFA + Metanol $\longrightarrow$ Metil Ester + Air dengan konversi reaksi 98%.

Hasil dari esterifikasi dipanaskan pada Heater II (E-113B) dari suhu 70 °C ke 83,438 °C setelah itu dipanaskan kembali pada Heater III (E-113C) sampai suhu 100 °C. Lalu masuk ke dalam Flashdrum I (F-117) untuk memisahkan metanol yang terkandung serta menampungnya pada tangki metanol recovery (F-118). Setelah itu produk bawah

2.2.1 Pemilihan rancangan proses

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan, diperlukan pemilihan proses yang terbaik. Pemilihan proses tersebut dapat dilakukan dengan cara membandingkan proses tersebut. Hasil pemilihan rancangan proses segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan. Maka pada proses produksi Biodiesel dipilih proses *Lurgi* dengan alasan sebagai berikut:

1. Biaya operasi murah
2. Biaya investasi murah
3. Konversinya relatif tinggi
4. Suhu yang digunakan relatif tidak terlalu tinggi

2.3. Uraian Proses

Proses pembuatan Biodiesel dari Minyak Bekas ini dapat dibagi 4 tahapan proses yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan dan pemurnian
4. Tahap penanganan produk

2.3.1 Tahap persiapan bahan baku

Bahan baku CPO Parit (Limbah Minyak Kelapa Sawit) yang dibeli dari industri pengolah limbah kelapa sawit ditampung pada storage CPO parit untuk digunakan pada tahap selanjutnya yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Langkah awal bahan baku CPO Parit dari storage (F-111) dipompa menggunakan pompa (L-112A) menuju Heater I (E-113A) untuk memanaskan CPO Parit dari 27 °C s/d 70 °C. Keluar dari Heater I (E-113A) masuk ke Reaktor Esterifikasi (R-110) dengan penamabahan metanol dan katalis H_2SO_4 dari Mixer I (M-116). Didalam mixer I tersebut terdiri dari metanol dari Storage Metanol (F-114) dan H_2SO_4 dari Storage (F-115). Setelah bercampur digunakan untuk proses esterifikasi di reaktor (R-110). Reaksi yang tejadi pada Reaktor Esterifikaasi adalah FFA + Metanol $\longrightarrow$ Metil Ester + Air dengan konversi reaksi 98%.

Hasil dari esterifikasi dipanaskan pada Heater II (E-113B) dari suhu 70 °C ke 83,438 °C setelah itu dipanaskan kembali pada Heater III (E-113C) sampai suhu 100 °C. Lalu masuk ke dalam Flashdrum I (F-117) untuk memisahkan metanol yang terkandung serta menampungnya pada tangki metanol recovery (F-118). Setelah itu produk bawah

(minyak) dipompa dengan pompa (L-112E) menuju tangki penetralan I (M-122) dengan penambahan CaO dari bin CaO (F-121). Hasil dari tangki penetralan I dialirkan ke Centrifuge I (H-123) untuk memisahkan $CaSO_4$, $Ca(OH)_2$ dan trigliserida. $CaSO_4$, $Ca(OH)_2$ dipompa dengan pompa (L-125) menuju Storage $CaSO_4$, $Ca(OH)_2$ sedangkan trigliserida dialirkan menggunakan pompa (L-124) menuju proses transesterifikasi I. Pada tangki penetralan I (M-122) terjadi reaksi:

Penetralan asam : $H_2SO_4 + CaO \longrightarrow CaSO_4 + H_2O$

dan pembentukan $Ca(OH)_2$: $H_2O + CaO \longrightarrow Ca(OH)_2$

2.3.2. Tahap Reaksi

2.3.2.1 Reaksi Transesterifikasi I

Tahap reaksi transesterifikasi dilakukan dua kali, yaitu transesterifikasi I dan II. Pada reaksi transesterifikasi I, trigliserida dari Centrifuge I (H-123) dipompa dengan (L-124) dialirkan menuju reaktor transesterifikasi I (R-120). Trigliserida direaksikan dengan campuran metanol dan katalis CH_3ONa dari Mixer II (M-128) dengan perbandingan rasio molar trigliserida-metanol 1:6 dan katalis 0,5%wt. Akan tetapi pada reaktor transeterifkasi I dialirkan 1:3 molar rasio terlebih dahulu lalu sisanya untuk dialirkan pada reaktor transesterifikasi II. Suhu operasi di reaktor transesterifikasi I adalah 75°C dengan konversi reaksi 56,85%. Reaksi pada reakstor transesterifikasi I adalah Trigliserida + 3 Metanol $\longrightarrow$ 3 Metil ester + Glycerol

lalu selain reaksi tersebut terdapat reaksi samping antara FFA sisa dan katalis CH_3ONa yaitu FFA sisa + $CH_3ONa \longrightarrow$ Sabun + CH_3OH

Setelah itu hasil transesterifikasi I dipisahkan pada dekanter I (H-129). Untuk fase Gliserol dialirkan ke Centrifuge II (H-136) dan untuk fase Metil Ester dipompa menggunakan pompa (L-131) menuju Cooler I (E-132) untuk menurunkan suhu dari 72,5 menjadi 60 °C.

2.3.2.2 Reaksi transesterifikasi II

Pada tahap reaksi transesterifikasi II, metil ester dari Dekanter I yang telah melewati cooler I (E-132) masuk ke reaktor Transesterifikasi II (R-130) untuk direaksikan kembali dengan metanol dan katalis dari Mixer II (M-128) dengan perbandingan rasio molar trigliserida-metanol 1:3 dan katalis 0,5%wt. Suhu operasi pada transesterifikasi 60 °C dengan konversi reaksi 99%. Reaksi pada reaktor transesterifikasi II adalah Trigliserida + 3 Metanol $\longrightarrow$ 3 Metil ester + Glycerol

Hasil transesterifikasi II dialirkan menuju Dekanter II (H-134) untuk memiahkan kembali fase metil ester dan Gliserol. Fase Gliserol masuk ke Centrifuge II (H-136) dan fase metil ester dialirkan menuju tangki penetralan II (M-140). Di tangki penetralan II (M-140) ditambahkan larutan H_2SO4 3% dari Mixer III (M-141) sebagai penetral. Selanjutnya dari tangki penetralan II dipisahkan pada Dekanter III (H-142). Fase Gliserol masuk ke Centrifuge II (H-136) dan fase metil ester dialirkan bersama dengan fase metil ester yang telah dipisahkan pada Centrifuge II ke Heater IV (E-143A).

2.3.3. Tahap pemisahan dan pemurnian

2.3.3.1 Tahap pemisahan

Hasil dari reaktor transesterifikasi I dipisahkan di Dekanter I (H-129), hasil dari reaktor transesterifikasi II dipisahkan di Dekanter II (H-134), hasil dari tangki penetralan dipisahkan pada Dekanter III (H-142). Fase Gliserol dari ke tiga dekanter tersebuk masuk pada Centrifuge II (H-136) dan fase metil ester dari Dekanter III dan Centrifuge II dialirkan dengan pompa (L-137) menuju heater IV (E-143A) untuk menaikkan suhu dari 42,2288 dan 34,7 °C menjadi 100°C sebelum dimurnikan pada Tangki Magnesol (H-144)

2.3.3.2 Tahap pemurnian

Fase Glycerol dari Centrifuge II dialirkan pada Heater V (E-143C) untuk menaikkan suhu dari 42,4488 menjadi 68,595 °C dan dilanjutkan untuk dipanaskan pada Heater VI (E-143D) dari 68,595 menjadi 100 °C. Gliserol tersebut masuk pada Flashdrum II agar metanol teruapkan dan dialirkan pada Kondensor (E-146B) lalu ditampung pada tangki metanol recovery, setelah itu gliserol di tampung pada Storage Gliserol. Untuk fase metil Ester setelah dari heater (E-143A) masuk pada tangki magnesol (H-144) untuk memurnikan metil esternya setelah itu di pompa dengan pompa (L-145) menju cooler V (E-146A) untuk menurunkan suhu dari 96,75 menjadi 30°C dan dialirkan ke Storage Biodiesel.

2.3.4. Tahap penanganan produk

Produk utama Biodiesel yang keluar di tampung pada Storage Biodiesel (F-147). Sedangkan produk samping, yaitu gliserol ditampung dalam storage gliserol (F-149), produk $CaSO_4$ dan $Ca(OH)_2$ di tampung pada Storage (F-126). Produk biodiesel dan gliserol siap dipasarkan.

BAB III
NERACA MASSA

Pabrik ini dibangun dengan kapasitas produks = 55000 ton/tahun

Basis Perhitungan = 330 hari

Kebutuhan Bahan baku = 7215,2269 kg/jam

Kapasitas produksi	=	55000,0000	ton/tahun	:	330	hari/tahun
	=	166,6667	ton/hari	×	1000	kg/ton
	=	166666,6667	kg/hari	:	24	jam/hari
	=	6944,4444 kg/jam				

Diketahui kandungan minyak WPO

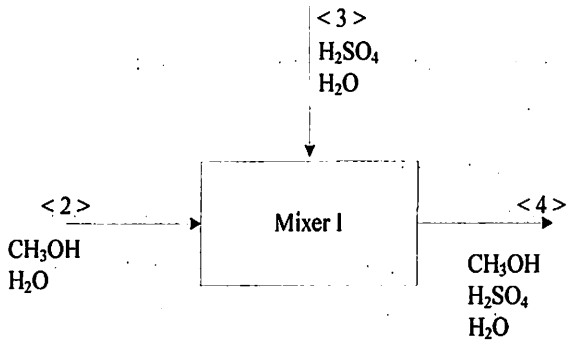
- FFA = 23,20%
- Trigliserida = 72,00%
- H_2O = 1,80%
- Impuritis = 3,00%

Komposisi minyak WPO (Chongkong, 2007)

Asam Palmitat	=	45,60%
Asam Oleat	=	33,30%
Asam Linoleat	=	7,70%
Asam Stearat	=	3,80%
Asam Miristat	=	1,00%
Asam Tetra kosenoat	=	0,60%
Asam Linoleat	=	0,30%
Asam Ekosanoat	=	0,30%
Asam Ekosenoat	=	0,20%
Asam Pamitoleat	=	0,20%

1. **Mixer I (M-116)**

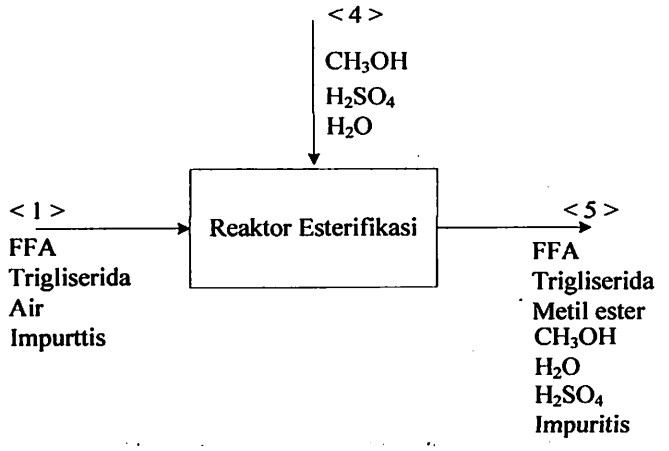
Fungsi : Mencampur Metanol dan Asam Sulfat



Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <2> Metanol		**Aliran <4> ke Reaktor Ester**	
Komponen	**berat (kg/jam)**	**Komponen**	**berat (kg/jam)**
CH_3OH	521,7894	CH_3OH	3766,3484
H_2O	5,2706	H_2SO_4	83,6966
Jumlah	527,0600	H_2O	39,7520
Aliran <33> dari Tangki Recycle			
Komponen	**Berat (kg/jam)**		
CH_3OH	3244,5590		
H_2O	32,7733		
Jumlah	3277,3324		
Aliran <3> H_2SO_4			
Komponen	**berat (kg/jam)**		
H_2SO_4	83,6966		
H_2O	1,7081		
Jumlah	85,4047		
Total	**3889,7971**	**Total**	**3889,7971**

2. Reaktor Esterifikasi (R-110)

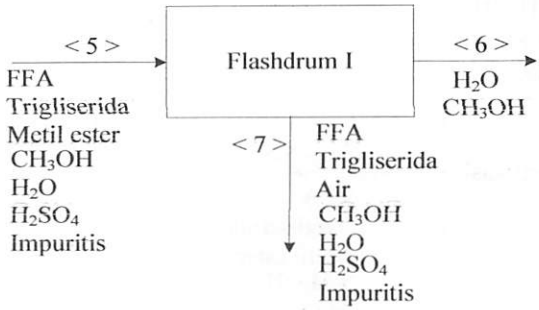
Fungsi : Untuk menurunkan kadar FFA di dalam CPO Parit



Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <1> Minyak CPO		**Aliran <5> ke Flash Drum**	
Komponen	**Berat (kg/jam)**	**Komponen**	**Berat (kg/jam)**
FFA	1673,9326	FFA	33,4787
Trigiserida	5194,9634	Trigiserida	5194,9634
H_2O	129,8741	Metil Ester	1725,5351
Impuritis	216,4568	CH_3OH	3571,4325
Jumlah	7215,2269	H_2SO_4	83,6966
Aliran<4> dari Mixer I		H_2O	279,4608
Komponen	**Berat (kg/jam)**	Impuritis	216,4568
CH_3OH	3766,3484		
H_2SO_4	83,6966		
H_2O	39,7520		
Jumlah	3889,7971		
Total	**11105,0240**	**Total**	**11105,0239**

3. Flashdrum (F-117)

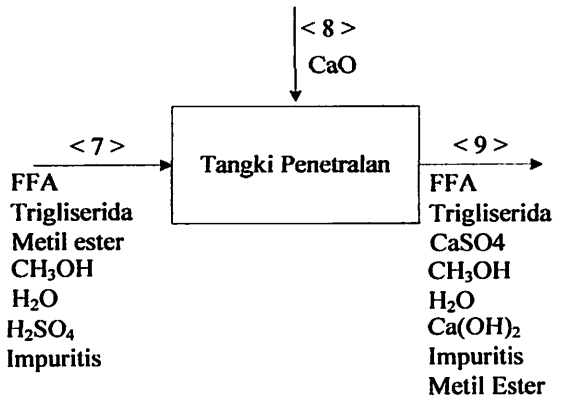
Fungai : Digunakan untuk memisahkan Produk dari methanol



Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <5> dari reaktor esterifikasi		**Aliran <6> recovery metanol**	
Komponen	**Berat (kg/jam)**	**Komponen**	**Berat (kg/jam)**
FFA	33,4787	CH_3OH	3357,1465
Trigliserida	5194,9634	H_2O	33,9106
Metil Ester	1725,5351	**Aliran <7> tangki penetralan**	
CH_3OH	3571,4325	**Komponen**	**Berat (kg/jam)**
H_2SO_4	83,6966	FFA	33,4787
H_2O	279,4608	Trigliserida	5194,9634
Impuritis	216,4568	Metil Ester	1725,5351
		CH_3OH	214,2859
		H_2SO_4	83,6966
		H_2O	245,5503
		Impuritis	216,4568
		Jumlah	7713,9668
Total	**11105,0239**	**Total**	**11105,0239**

4. Tangki Penetralan (M-122)

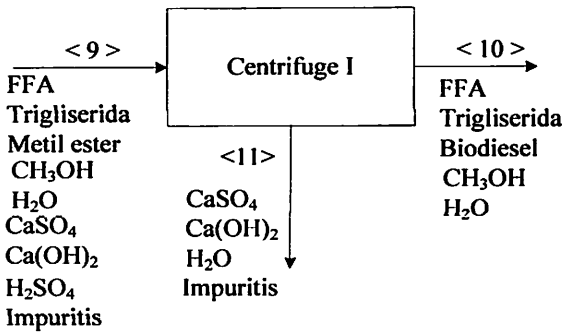
Fungsi : Untuk menetralkan produk dari sisa asam dan air dengan penambahan CaO



Aliran Masuk		Aliran keluar	
Aliran <7> dari flash drum		**Aliran <9> ke sentrifuge**	
komponen	**berat kg/jam**	**komponen**	**berat kg/jam**
FFA	33,4787	FFA	33,4787
Trigliserida	5194,9634	Trigliserida	5194,9634
Metil Ester	1725,5351	Metil Ester	1725,5351
CH_3OH	214,2859	CH_3OH	214,2859
H_2SO_4	83,6966	$CaSO_4$	116,1809
H_2O	245,5503	$Ca(OH)_2$	643,8930
Impuritis	216,4568	Impuritis	216,4568
Jumlah	7713,9668	H_2O	104,3698
Aliran <8> CaO		Jumlah	8249,1636
Komponen	**berat kg/jam**		
CaO	535,1969		
Total	**8249,1636**	**Total**	**8249,1636**

5. Centrifuge I (H-123)

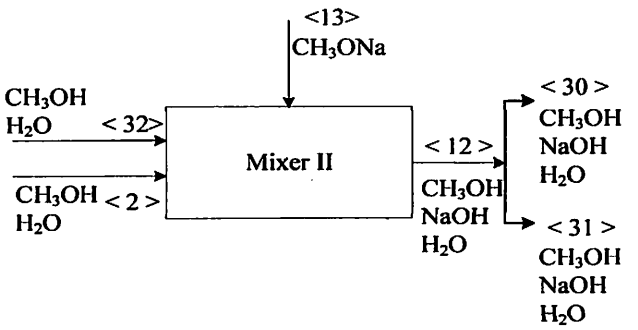
Fungsi : memisahkan minyak dengan padatan



Aliran masuk		Aliran Keluar	
Aliran <9> dari tangki penetralan		**Aliran <10> ke reaktor trans I**	
komponen	**berat kg/jam**	**komponen**	**berat kg/jam**
FFA	33,4787	FFA	33,4787
Trigliserida	5194,9634	Trigliserida	5194,9634
Metil Ester	1725,5351	CH_3OH	214,2859
CH_3OH	214,2859	Biodiesel	1725,5351
$CaSO_4$	116,1809	H_2O	25,9748
$Ca(OH)_2$	643,8930	Jumlah	7194,2379
H_2O	104,3698	**Aliran <11> ke storage**	
Impuritas	216,4568	$CaSO_4$	116,1809
Jumlah	8249,1636	$Ca(OH)_2$	643,8930
		Impuritis	216,4568
		H_2O	78,3950
		Jumlah	1054,9257
Total	**8249,1636**	**Total**	**8249,1636**

6. Mixer II (M-128)

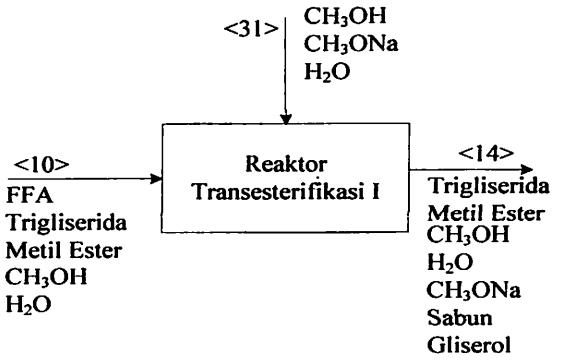
Fungsi : Untuk mencampur CH_3ONa dan CH_3OH



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <2> metanol		**Aliran <12> ke trans I <31> dan ke transesterifikasi II <30>**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Aliran <31> ke Transesterifikasi I**	
CH_3OH	495,7572	**Komponen**	**Berat kg/jam**
H_2O	5,0076	CH_3OH	375,2446
Jumlah	500,7648	CH_3ONa	12,9874
Aliran <32> dari tangki recycle Metanol		H_2O	3,7903
CH_3OH	360,5066	Jumlah	392,0223
H_2O	3,6415		
Aliran <13> dari Bin CH_3ONa		**Aliran <30> ke Transesterifikasi II**	
komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
CH_3ONa	25,9748	CH_3OH	481,0192
		CH_3ONa	12,9874
		H_2O	4,8588
Total	**890,8877**	**Total**	**890,8877**

7. Reaktor Transesterifikasi I (R-120)

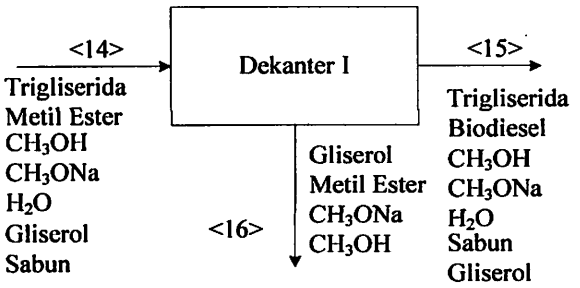
Fungsi : Untuk mereaksikan trigliserida dengan metanol dan katalis



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <10> Centrifuge I		**Aliran <14> ke Dekanter I**	
komponen	**Berat kg/jam**	**komponen**	**Berat kg/jam**
FFA	33,4787	Trigliserida sisa	2241,6267
Trigliserida	5194,9634	CH_3OH	258,3603
CH_3OH	214,2859	Metil ester	4692,5055
Metil Ester	1725,5351	Glyserol	321,5298
H_2O	25,9748	CH_3ONa	6,2806
Jumlah	7194,2379	sabun	39,9825
Aliran <31> dari Mixer II		H_2O	25,9748
komponen	**Berat kg/jam**	Jumlah	7586,2602
CH_3OH	375,2446		
CH_3ONa	12,9874		
H_2O	3,7903		
Jumlah	392,0223		
Total	**7586,2602**	**Total**	**7586,2602**

8. Dekanter I (H-129)

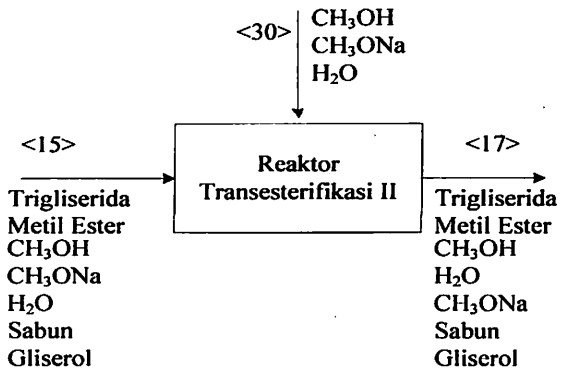
Fungsi : Untuk memisahkan Glyserol dan FAME



Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Aliran <14> dari Reaktor		**Aliran <15> ke Reaktor**	
Transesterifikasi I		**Transesterifikasi II**	
komponen	**Berat kg/jam**	**komponen**	**Berat kg/jam**
Trigliserida sisa	2241,6267	Trigliserida	2241,6267
CH_3OH	258,3603	CH_3OH	108,5113
Metil Ester terbentuk	2966,9704	Metil Ester	4662,8358
Metil Ester masuk	1725,5351	Glyserol	7,3952
Glyserol terbentuk	321,5298	CH_3ONa	0,3643
CH_3ONa	6,2806	Sabun	39,9825
sabun	39,9825	H_2O	25,9748
H_2O	25,9748	Jumlah	7086,6906
Jumlah	7586,2602	**Aliran <16> ke Centrifuge I**	
		Glyserol	314,1346
		CH_3OH	149,8490
		Metil Ester	29,6697
		CH_3ONa	5,9163
		Jumlah	499,5696
Total	**7586,2602**	**Total**	**7586,2602**

9. Reaktor Transesterifikasi I (R-130)

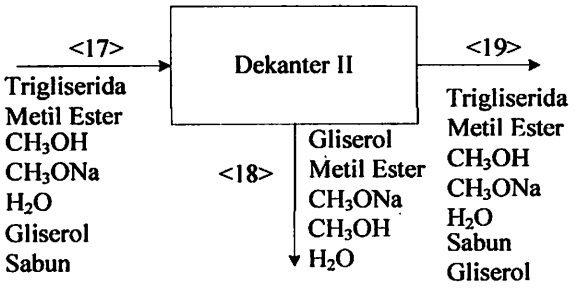
Fungsi : Untuk mereaksikan trigliserida dengan katalis, metanol dengan



Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Aliran <15> dari Dekanter I		**Aliran <17> ke Dekanter II**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**komponen**	**Berat kg/jam**
Trigliserida	2241,6267	Trigliserida sisa	22,4163
CH_3OH	108,5113	CH_3OH	337,6919
Metil Ester	4662,8358	Metil Ester	6892,2909
Gliserol	7,3952	Gliserol	248,9890
CH_3ONa	0,3643	CH_3ONa	13,3517
Sabun	39,9825	Sabun	39,9825
H_2O	25,9748	H_2O	30,8336
Jumlah	7086,6906	Jumlah	7585,5560
Aliran <30> dari Mixer II			
CH_3OH	481,0192		
CH_3ONa	12,9874		
H_2O	4,8588		
Jumlah	498,8654		
Total	**7585,5560**	**Total**	**7585,5560**

10. Dekanter II (H-134)

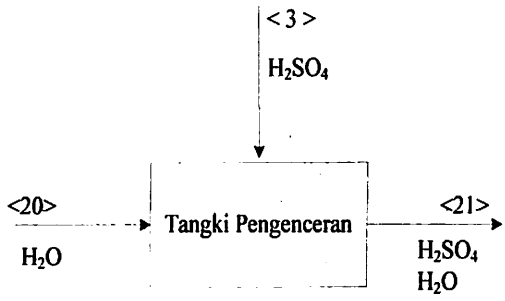
Fungsi : Untuk Memisahkan Produk dari Glyserol dan pengotornya



Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Aliran <17> dari reaktor Transesterifikasi II		**Aliran <19> ke tangki Penetralan II**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
Trigliserida sisa	22,4163	Trigliserida	22,4163
CH_3OH	337,6919	CH_3OH	225,0971
Metil Ester terbentuk	2229,4551	Metil Ester	6869,9974
Metil ester masuk	4662,8358	Glyserol	7,9974
Gliserol terbentuk	241,5938	CH_3ONa	0,0016
Gliserol Masuk	7,3952	Sabun	39,9825
CH_3ONa	13,3517	H_2O	29,7076
Sabun	39,9825	Jumlah	7195,2000
H_2O	30,8336	**Aliran <18> Ke Centrifuge II**	
Jumlah	7585,5559	Glyserol	240,9916
		CH_3OH	112,5948
		Metil Ester	22,2935
		CH_3ONa	13,3500
		H_2O	1,1259
		Jumlah	390,3559
Total	**7585,5559**	**Total**	**7585,5559**

11. Tangki Pengenceran (M-141)

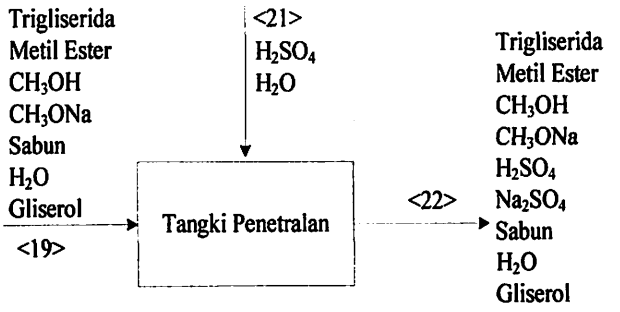
Fungsi : Untuk mencampurkan H_2SO_4 dan H_2O



Aliran masuk		Aliran Keluar	
Aliran <20> dari water proses		**Aliran <21> ke Penetralan II**	
komponen	**Berat kg/jam**	**komponen**	**Berat kg/jam**
H_2O	1030,4996	H_2O	1030,4996
Aliran <3> dari Storage H_2SO_4		H_2SO_4	59,2290
H_2SO_4	59,2290		
Total	**1089,7287**	**Total**	**1089,7287**

12. Tangki Penetralan (M-140)

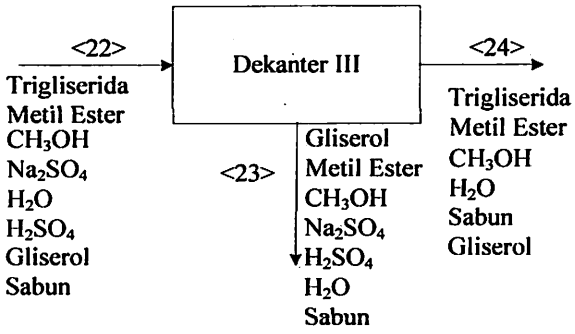
Fungsi : Mencampurkan produk dari dekanter II yang masih mengandung basa di netralkan dengan asam dari tangki pengenceran



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <19> dari Dekanter II		**Aliran <22> ke Dekanter III**	
komponen	**Berat kg/jam**	**komponen**	**Berat kg/jam**
Trigliserida	22,4163	Trigliserida	22,4163
CH_3OH	225,0971	CH_3OH	225,0981
Metil Ester	6869,9974	Metil Ester	6869,9974
Glyserol	7,9974	Glyserol	7,9974
CH_3ONa	0,0016	CH_3ONa	0,0000
Sabun	39,9825	Sabun	39,9825
H_2O	29,7076	H_2SO_4	59,2276
jumlah	7195,2000	Na_2SO_4	0,0022
Aliran <21> dari tangki pengenceran		H_2O	1060,2073
H_2O	1030,4996	Jumlah	8284,9287
H_2SO_4	59,2290		
jumlah	1089,7287		
Total	**8284,9287**	**Total**	**8284,9287**

13. Dekanter III (H-142)

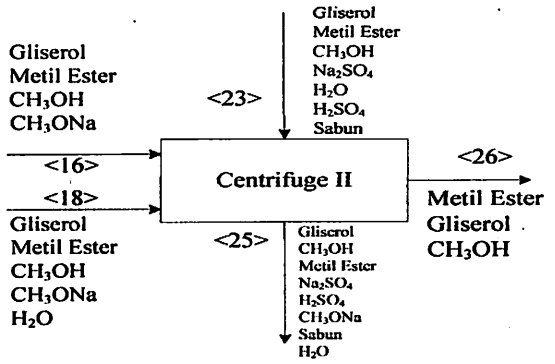
Fungsi : Memisahkan memisahkan produk dari pengotornya



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <22> dari Mixer II		**Aliran <23> ke Centrifuge II**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
Trigliserida	22,4163	Glyserol	7,8134
CH_3OH	225,0981	CH_3OH	3,6414
Metil Ester	6869,9974	Metil Ester	0,7210
Glyserol	7,9974	Na_2SO_4	0,0022
Na_2SO_4	0,0022	Sabun	0,0234
Sabun	39,9825	H_2SO_4	59,2276
H_2SO_4	59,2276	H_2O	1028,4010
H_2O	1060,2073	Jumlah	1099,8301
Jumlah	8284,9287	**Aliran <24> ke magnesol**	
		Trigliserida	22,4163
		CH_3OH	221,4566
		Metil Ester	6869,2764
		Sabun	39,9591
		H_2O	31,8062
		Glyserol	0,1839
		Jumlah	7185,0986
Total	**8284,9287**	**Total**	**8284,9287**

14. Centrifuge II (H-136)

Fungsi : Memisahkan padatan dengan produk



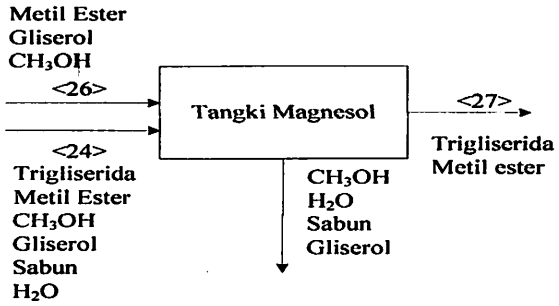
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <16> dari Dekanter I		**Aliran <26> ke Magnesol**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
Glyserol	314,1346	Metil Ester	52,5525
CH_3OH	149,8490	Glyserol	1,4073
Metil Ester	29,6697	CH_3OH	2,3415
CH_3ONa	5,9163	**Aliran <25> ke Flash Drum II**	
Jumlah	499,5696	Glyserol	561,5323
Aliran <18> dari Dekanter II		CH_3OH	263,7437
Glyserol	240,9916	Na_2SO_4	0,0022
CH_3OH	112,5948	Sabun	0,0234
Metil Ester	22,2935	H_2SO_4	59,2276
CH_3ONa	13,3500	H_2O	1029,5270
H_2O	1,1259	CH_3ONa	19,2663
Jumlah	390,3559	Metil Ester	0,1317
Aliran <23> dari Dekanter III		Jumlah	1933,4542
Glyserol	7,8134		
CH_3OH	3,6414		
Metil Ester	0,7210		
Na_2SO_4	0,0022		
Sabun	0,0234		
H_2SO_4	59,2276		
H_2O	1028,4010		
Jumlah	1099,8301		
Total	**1989,7555**	**Total**	**1989,7555**

15. Magnesol (H-144)

Fungsi : Menyerap (adsorben) pengotor yang terikut dalam produk Metil Ester

Kompisisi : Terdiri dari $MgO:SiO_2$ perbandingan molar rasio 1:1,36 s/d 1:3,82

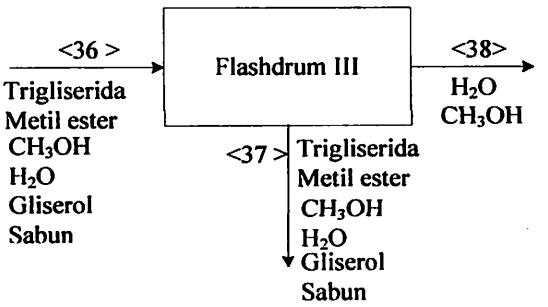
Type : R60



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <24> dari Dekanter III		**Aliran <27> ke Storage Biodiesel**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
Trigliserida	22,4163	Metil Ester	6921,8289
CH_3OH	221,4566	Trigliserida	22,4163
Metil Ester	6869,2764	Jumlah	6944,2452
Sabun	39,9591	**Yang di adsorbsi oleh Magnesol**	
H_2O	31,8062	Glyserol	1,5913
Glyserol	0,1839	CH_3OH	223,7982
Jumlah	7185,0986	Sabun	39,9591
Aliran <26> dari Centrifuge II		H_2O	31,8062
Metil Ester	52,5525	Jumlah	297,1548
Glyserol	1,4073		
CH_3OH	2,3415		
Jumlah	56,3014		
Total	**7241,4000**	**Total**	**7241,4000**

16. Flashdrum II (F-148)

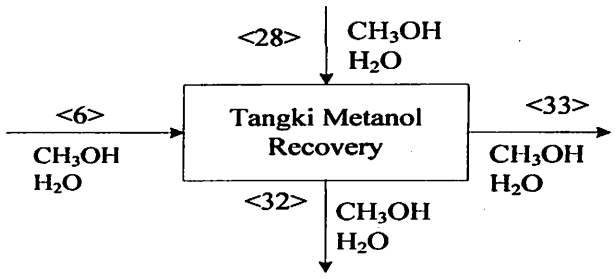
Fungsi : Untuk memisahkan produk samping dari metanol



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <25> dari Sentrifuge II		**Aliran <29> ke Storage Glyserol**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
Glyserol	561,5323	Glyserol	561,5323
Metil Ester	0,1317	Metil Ester	0,1317
CH_3OH	263,7437	Na_2SO_4	0,0022
Na_2SO_4	0,0022	Sabun	0,0234
Sabun	0,0234	H_2SO_4	59,2276
H_2SO_4	59,2276	H_2O	1027,0478
H_2O	1029,5270	CH_3ONa	19,2663
CH_3ONa	19,2663	CH_3OH	15,8246
Jumlah	1933,4542	Jumlah	1683,0559
		Aliran <28> Metanol Recovery	
		CH_3OH	247,9191
		H_2O	2,4792
		Jumlah	250,3982
Total	**1933,4542**	**Total**	**1933,4542**

17. Tangki Metanol Recovery (F-118)

Fungsi : Menampung Hasil Metanol Recovery yang akan di alirkan ke Mixer I dan Mixer II



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <6> dari Flash Drum I		**Aliran <33> ke Mixer I**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
CH_3OH	3357,1465	CH_3OH	3244,5590
H_2O	33,9106	H_2O	32,7733
Jumlah	3391,0571	Jumlah	3277,3324
Aliran <28> dari Flash Drum II		**Aliran <32> ke Mixer II**	
Komponen	**Berat kg/jam**	**Komponen**	**Berat kg/jam**
CH_3OH	247,9191	CH_3OH	360,5066
H_2O	2,5042	H_2O	3,6415
Jumlah	250,4233	Jumlah	364,1480
Total	**3641,4804**	**Total**	**3641,4804**

BAB IV
NERACA PANAS

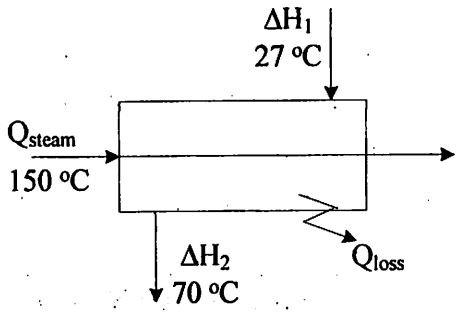
Lama Operasi = 330 hari/tahun = 24 jam/hari

Kebutuhan Bahan Baku = 7215,2269 kg/jam

T_{ref} = 25 °C

1. Heater I (E-113A)

Fungsi Memanaskan CPO Parit sebelum masuk ke reaktor esterifikasi



Persamaan Neraca Panas

Panas Masuk = Panas Keluar

$\Delta H_1 + Q_{Steam} = \Delta H_2 + Q_{loss}$

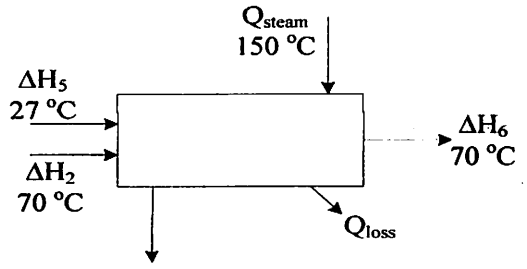
Dimana ΔH_1 = Kandungan Panas Bahan Masuk Heater I

ΔH_2 = Kandungan Panas Bahan Masuk Heater II

Aliran panas masuk		**Aliran panas keluar**	
ΔH_1		**ΔH_2**	
Komponen	**Energi (kkal)**	**Komponen**	**Energi (kkal)**
FFA	1.609,8380	FFA	38.142,8245
Trigliserida	4.833,6455	Trigliserida	114.737,2271
Air	259,4365	Air	5.851,9314
Impuritis	201,4019	Impuritis	4.531,5427
Jumlah	6.904,3218	Jumlah	163.263,5256
Steam		**Qloss**	
Qsteam	156704,4199	Qloss	345,2160917
Total	**163.608,7417**	**Total**	**163.608,7417**

2. Reaktor Esterifikasi (R-110)

Fungsi Menurunkan kadar FFA di dalam CPO Parit



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

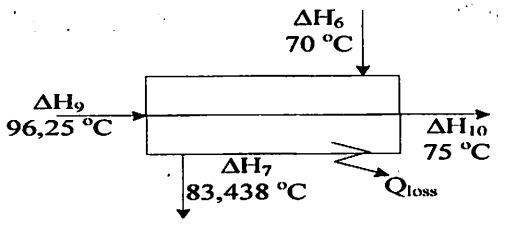
$$\Delta H_2 + \Delta H_5 + \Delta H_{R\,25} + Q_{steam} = \Delta H_6 + Q_{loss}$$

Dimana :
- ΔH_2 = Kandungan panas bahan masuk dari heater I
- ΔH_5 = Kandungan panas bahan masuk dari mixer I
- ΔH_R = Panas yang timbul akibat terjadinya reaksi
- ΔH_6 = Kandungan panas bahan keluar ke flashdrum I

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_2		**ΔH_6**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
FFA	38.142,8245	Trigliserida	114.737,2271
Trigliserida	114.737,2271	FFA	762,8565
Air	5.851,9314	Metil Ester	39.026,6933
Impuritis	4.531,5427	CH_3OH	103.660,8282
Jumlah	163.263,5256	H2O	12.592,0856
ΔH_5		Lart. H_2SO_4 98%	1.325,9084
CH_3OH	4.591,1787	Impuritis	4.531,5427
H_2O	75,9965	Jumlah	276.637,1417
Lar. H_2SO_4 98%	58,9293	**Qloss**	
Jumlah	4.726,1045	Q_{loss}	10.930,7303
ΔH_R			
$\Delta H_{R\,25}$	50.624,9752		
Qsteam			
Q_{steam}	68.953,2666		
Total	**287.567,8720**	**Total**	**287.567,8720**

3. Heater II (E-113 B)

Fungsi Memanaskan hasil esterifikasi sebelum masuk ke flashdrum



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_6 + \Delta H_9 = \Delta H_7 + \Delta H_{10} + Q_{loss}$

Dimana : - ΔH_6 = Kandungan panas bahan masuk heater II

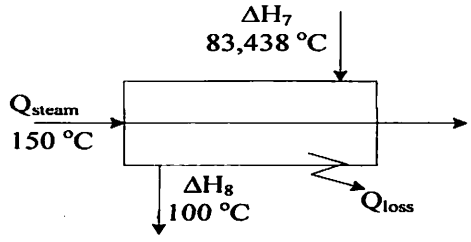
- ΔH_7 = Kandungan panas bahan keluar ke heater III
- ΔH_9 = Kandungan panas dari keluaran flashdrum I
- ΔH_{10} = Kandungan panas keluar ke tangki penetralan

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_6		**ΔH_7**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	762,8565	FFA	990,6652
Air	114.737,2271	Trigliserida	149.000,7347
Impuritis	39.026,6933	Metil Ester	50.681,0747
CH_3OH	103.660,8282	CH_3OH	134.616,6362
H_2O	12.592,0856	H_2O	16.352,4084
Lart H_2SO_4 98%	1.299,3902	Lart H_2SO_4 98%	1.687,4218
Total	4.531,5427	0	5.884,7787
Jumlah	276.610,6235	Jumlah	359.213,7196
ΔH_9		**ΔH_{10}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	1.264,2376	FFA	847,6183
Air	190.474,6302	Trigliserida	127.485,8079
Impuritis	64.865,4541	Metil Ester	43.362,9926
CH_3OH	10.449,3329	CH_3OH	6.910,7219
H_2O	17.628,4210	H_2O	12.293,4734
Lart H_2SO_4 98%	2.399,9582	Lart H_2SO_4 98%	1.473,2315
Total	7.202,3297	Impuritis	5.035,0474
Jumlah	294.284,3637	Jumlah	197.408,8930

		Qloss	
		Qloss	14.272,3747
Total	**570.894,9873**	**Total**	**570.894,9873**

4. Heater III (E-113 C)

Fungsi: memanaskan bahan baku sebelum masuk flashdrum I



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_7 + Q_{steam} = \Delta H_8 + Q_{loss}$

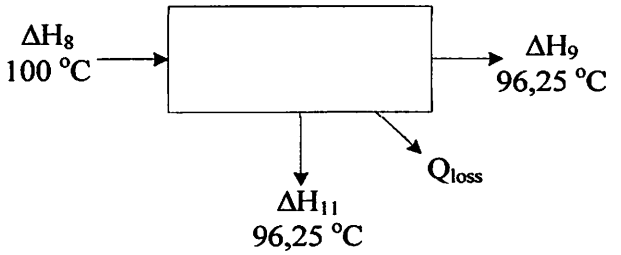
Dimana : - ΔH_7 = Kandungan panas bahan masuk heater III

- ΔH_8 = Kandungan panas bahan keluar ke flasdrum I

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_7		**ΔH_8**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
FFA	990,6652	FFA	1.330,7764
Trigliserida	149.000,7347	Trigliserida	200.499,6107
Metil Ester	50.681,0747	Metil Ester	68.279,4254
CH_3OH	134.616,6362	CH_3OH	183.321,6301
H_2O	4.897,4360	H_2O	21.118,8545
Lart H_2SO_4 98%	5.634,2564	Lart H_2SO_4 98%	2.475,7464
Impuritis	5.884,7787	Impuritis	9.788,1154
Jumlah	351.705,5818	Jumlah	486.814,1589
Qsteam		**Qloss**	
Qsteam	156.071,5706	Qloss	20.962,9935
Total	**507.777,1524**	**Total**	**507.777,1524**

5. Flashdrum I (F-117)

Fungsi: Memisahkan Produk dari methanol



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_8 = \Delta H_9 + \Delta H_{11} + Q_{loss}$

Dimana ΔH_8 = Kandungan panas bahan masuk dari heater III

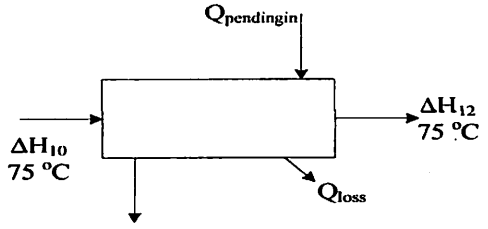
ΔH_9 = Kandungan panas keluar & digunakan di heater II

ΔH_{11} = Kandungan panas metanol recovery

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_8		**ΔH_9**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	200.499,6107	Trigliserida	190.474,6302
FFA	1.330,7764	FFA	1.264,2376
Metil Ester	68.279,4254	Metil Ester	64.865,4541
CH_3OH	183.321,6301	CH_3OH	10.449,3329
H_2O	21.118,8545	H_2O	17.628,4210
lar. H_2SO_4 98%	2.526,2718	lar. H_2SO_4 98%	2.399,9582
Impuritis	7.581,3996	Impuritis	7.202,3297
		Jumlah	294.284,3637
		ΔH_{11}	
		Komponen	**Energi (kcal)**
		CH_3OH	163.706,2156
		H_2O	2.434,4908
		Jumlah	166.140,7064
		Q_{Loss}	
		Qloss	24.232,8984
Total	**484.657,9686**	**Total**	**484.657,9686**

6. Tangki Penetralan (M-122)

Fungsi Menetralkan produk dari sisa asam dan air dengan penambahan CaO



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{10} + \Delta H_R = \Delta H_{12} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

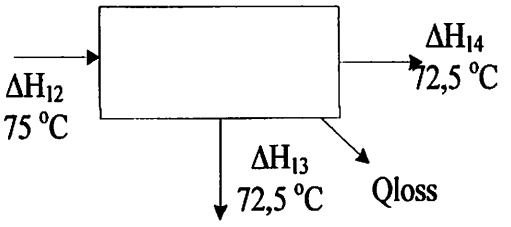
Dimana : - ΔH_{10} = Kandungan panas masuk dari heater II

- ΔH_R = Panas yang timbul akibat terjadinya reaksi
- ΔH_{12} = Kandungan panas bahan keluar ke centrifuge I

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{10}		ΔH_{12}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
FFA	852,6500	FFA	852,6500
Trigliserida	127.869,1519	Trigliserida	127.869,1519
Metil Ester	43.643,0234	Metil Ester	43.643,0234
CH_3OH	6.964,2934	CH_3OH	6.964,2934
H_2O	0,0000	$CaSO_4$	3.022,3083
lar. H_2SO_4 98%	1.233,3295	$Ca(OH)_2$	9.298,4577
Impuritis	5.512,8232	Impuritis	5.512,8232
Jumlah	186.075,2714	Jumlah	197.162,7078
ΔH_R		**Qloss**	
ΔH_R	-176.791,5071	Q_{loss}	18.143,3389
		Pendingin	
		$Q_{pendingin}$	147.560,7318
Total	**362.866,7785**	**Total**	**362.866,7785**

7. Centrifuge I (H-123)

Fungsi Memisahkan minyak dengan padatan



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

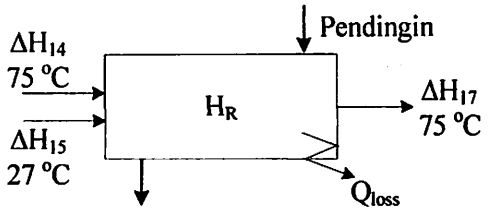
$\Delta H_{12} = \Delta H_{13} + \Delta H_{14} + Q_{loss}$

Dimana :
- ΔH_{12} = Kandungan panas masuk dari tangki penetralan
- ΔH_{13} = kandungan panas keluar ke storage $CaSO_4$
- ΔH_{14} = Kandungan panas bahan ke Reaktor Trans I

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{12}		ΔH_{13}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
FFA	852,6500	$CaSO_4$	3.040,8624
Trigliserida	127.869,1519	$Ca(OH)_2$	8.833,5348
Metil Ester	43.643,0234	Impuritis	5.237,1820
CH_3OH	6.964,2934	Jumlah	17.111,5792
$CaSO_4$	3.022,3083	ΔH_{14}	
$Ca(OH)_2$	9.298,4577	FFA	810,0175
Impuritis	5.512,8232	Trigliserida	121.475,6943
Jumlah	197162,7078	Metil Ester	41.460,8722
		CH_3OH	6.616,0787
		Jumlah	170.362,6627
		Qloss	
		Qloss	**9.858,1354**
Total	**197.162,7078**	**Total**	**197.332,3773**

8. Reaktor Transesterifikasi I (R-120)

Fungsi Mereaksikan trigliserida dengan metanol dan katalis



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

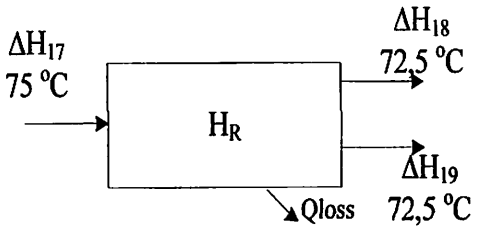
$\Delta H_{14} + \Delta H_{15} + \Delta H_R = \Delta H_{17} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

Dimana :
- ΔH_{14} = kandungan panas bahan masuk dari centrifuge I
- ΔH_{15} = kandungan panas bahan masuk dari mixing II
- ΔH_{17} = kandungan panas bahan keluar menuju dekanter I
- ΔH_R = Panas yang diserap oleh reaksi

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{14}		**ΔH_{17}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
FFA	810,0175	Trigliserida	56.696,2468
Trigliserida	121.475,6943	CH_3OH	8.139,6409
Metil Ester	41.460,8722	Metil Ester	119.510,9247
CH_3OH	6.616,0787	Gliserol	10.151,4583
Jumlah	170.362,6627	CH_3ONa	38,2173
ΔH_{15}		Sabun	1.018,2939
Komponen	**Energi (kcal)**	Jumlah	195.554,7820
CH_3OH	457,4231	**Qloss**	
H_2O	7,5716	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3ONa	7,5249	Q_{loss}	13.612,6893
Jumlah	472,5196		
ΔH_R		**Pendingin**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
ΔH_R	-101.418,6040	$Q_{pendingin}$	63.086,3151
Total	**272.253,7864**	**Total**	**272.253,7864**

9. Dekanter I (H-129)

Fungsi : Memisahkan Glyserol dan FAME



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{17} = \Delta H_{18} + \Delta H_{19} + Qloss$

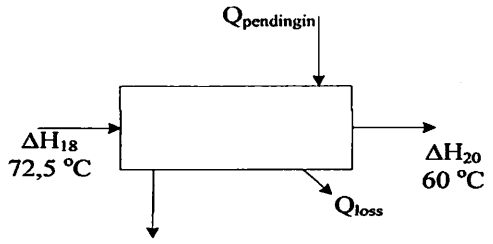
Dimana - ΔH_{17} = kandungan panas masuk dari Reaktor Trans I

- ΔH_{18} = kandungan panas keluar dekanter ke Reaktor Trans II
- ΔH_{19} = kandungan panas keluar dekanter ke Centrifuge II

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{17}		**ΔH_{18}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	56.696,2468	Trigliserida	53.861,4345
CH_3OH	8.139,6409	CH_3OH	3.247,7167
Metil Ester	119.510,9247	Metil Ester	112.817,5187
Gliserol	10.151,4583	Gliserol	221,8094
CH_3ONa	38,2173	CH_3ONa	2,1058
Sabun	1.018,2939	Sabun	967,3792
H_2O	1.301,4682	H_2O	1.236,3948
Jumlah	196.856,2502	Jumlah	172.354,3590
		ΔH_{19}	
		Komponen	**Energi (kcal)**
		Gliserol	9.422,0760
		CH3OH	4.484,9421
		Metil Ester	717,8598
		CH_3ONa	34,2007
		Jumlah	14.659,0786
		Qloss	
		Qloss	9.842,8125
Jumlah	**196.856,2502**	**Jumlah**	**196.856,2502**

10. Cooler I (E-132)

Fungsi: Menurunkan suhu FAME sebelum masuk ke Reaktor Trans II



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{18} = \Delta H_{20} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

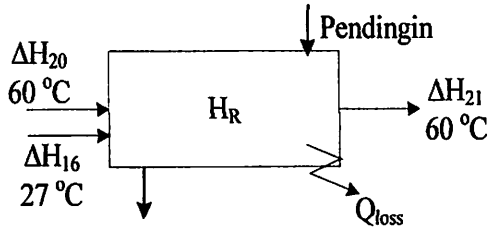
Dimana : - ΔH_{18} = Kandungan panas masuk dari Dekanter I

- ΔH_{20} = Kandungan panas keluar ke Reaktor Trans II

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{18}		**ΔH_{20}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	53.861,4345	Trigliserida	38.034,3758
CH_3OH	3.247,7167	CH_3OH	2.388,8767
Metil Ester	112.817,5187	Metil Ester	80.965,1011
Gliserol	221,8094	Gliserol	152,3084
CH_3ONa	2,1058	CH_3ONa	1,4216
Sabun	967,3792	Sabun	694,2535
H_2O	1.236,3948	H_2O	909,2095
Jumlah	172.354,3590	Jumlah	123.145,5466
		Q_{Loss}	
		Q_{Loss}	8.617,7180
		Pendingin	
		Qpendingin	40.591,0945
Total	**172.354,3590**	**Total**	**172.354,3590**

11. Reaktor Transesterifikasi II (R-130)

Fungsi Mereaksikan trigliserida dengan katalis, metanol dengan konversi 99%



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

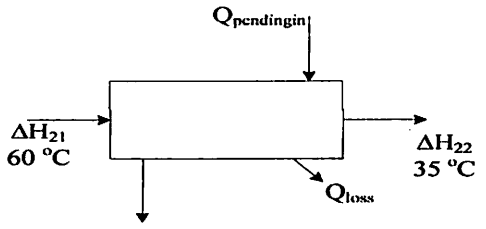
$\Delta H_{20} + \Delta H_{16} + \Delta H_R = \Delta H_{21} + Q_{pendingin} + Q_{loss}$

Dimana :
- ΔH_{20} = kandungan panas bahan masuk dari cooler I
- ΔH_{16} = kandungan panas bahan masuk dari mixing II
- ΔH_{21} = kandungan panas bahan keluar menuju cooler II
- ΔH_R = Panas yang diserap oleh reaksi

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{20}		**ΔH_{21}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	38.034,3758	Trigliserida	380,3438
CH_3OH	2.388,8767	CH_3OH	7.434,2875
Metil Ester	80.965,1011	Metil Ester	119.677,1783
Gliserol	152,3084	Gliserol	5.128,0810
CH_3ONa	1,4216	CH_3ONa	52,1049
Sabun	694,2535	Sabun	694,2535
H_2O	909,2095	H_2O	1.079,2838
Jumlah	123.145,5466	Jumlah	134.445,5328
ΔH_{16}		**Qloss**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	586,3624	Q_{loss}	10.239,0664
H_2O	9,7059	**Pendingin**	
CH_3ONa	7,5249	Qpendingin	60.096,7287
Jumlah	603,5932		
ΔH_R			
Komponen	**Energi (kcal)**		
ΔH_R	-81.032,1881		
Total	**204.781,3279**	**Total**	**204.781,3279**

12. Cooler II (E-133)

Fungsi: Menurunkan suhu FAME keluar dari Reaktor Transesterifikasi II



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{21} = \Delta H_{22} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

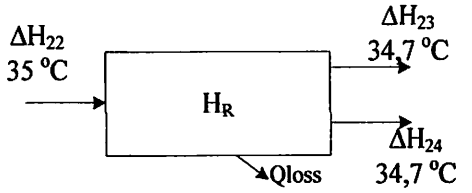
Dimana : - ΔH_{21} = Kandungan panas masuk dari Reaktor Trans II

- ΔH_{22} = Kandungan panas keluar ke Dekanter II

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{21}		**ΔH_{22}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	380,3438	Trigliserida	105,3409
CH_3OH	7.434,2875	CH_3OH	2.059,9207
Metil Ester	119.677,1783	Metil Ester	33.104,1953
Gliserol	5.128,0810	Gliserol	1.448,9434
CH_3ONa	52,1049	CH_3ONa	31,8705
Sabun	694,2535	Sabun	192,0391
H_2O	1.079,2838	H_2O	307,9351
Jumlah	134.445,5328	Jumlah	37.250,2451
		Q_{Loss}	
		Q_{Loss}	6.722,2766
		Pendingin	
		Qpendingin	90.473,0111
Total	**134.445,5328**	**Total**	**134.445,5328**

13. Dekanter II (H-134)

Fungsi Memisahkan Glyserol dan FAME



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{22} = \Delta H_{23} + \Delta H_{24} + Q_{loss}$

Dimana ΔH_{22} = kandungan panas masuk dari Cooler II

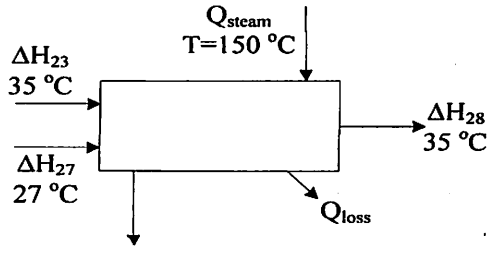
ΔH_{23} = kandungan panas keluar dekanter ke tangki penetralan II

ΔH_{24} = kandungan panas keluar dekanter ke Centrifuge II

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{22}		**ΔH_{23}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	105,3409	Trigliserida	102,1807
CH_3OH	2.059,9207	CH_3OH	1.331,8996
Metil Ester	33.104,1953	Metil Ester	32.007,2045
Gliserol	1.448,9434	Gliserol	45,1429
CH_3ONa	31,8705	CH_3ONa	0,0038
Sabun	192,0391	Sabun	186,2780
H_2O	307,9351	H_2O	287,7896
Jumlah	37.250,2451	Jumlah	33.960,4990
		ΔH_{24}	
		Komponen	**Energi (kcal)**
		Gliserol	1.360,3322
		CH_3OH	666,2235
		Metil Ester	103,8649
		CH_3ONa	30,9106
		H_2O	10,9075
		Jumlah	2.172,2387
		Qloss	
		Qloss	1.117,5074
Jumlah	**37.250,2451**	**Jumlah**	**37.250,2451**

14. Tangki Penetralan II (M-140)

Fungsi Menetralkan produk dari sisa katalis dengan penambahan H_2SO_4 dari tangki pengenceran



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

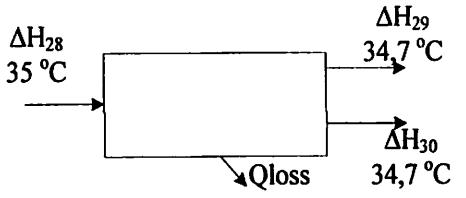
$$\Delta H_{23} + \Delta H_{27} + \Delta H_R + Qsteam = \Delta H_{28} + Q_{loss}$$

Dimana :
- ΔH_{23} = Kandungan panas masuk dari dekanter II
- ΔH_{27} = Kandungan panas masuk dari tangki pengenceran
- ΔH_R = Panas yang tibul akibat terjadinya reaksi
- ΔH_{28} = Kandungan panas bahan keluar ke dekanter III

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{23}		**ΔH_{28}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	105,3409	Trigliserida	105,3409
CH_3OH	1.373,0923	CH_3OH	1.373,0983
Metil ester	32.997,1180	Metil ester	32.997,1180
Gliserol	46,5391	Gliserol	46,5391
CH_3ONa	0,0039	CH_3ONa	0,0000
Sabun	192,0391	Sabun	192,0391
H_2O	296,6903	H_2SO_4	207,2965
Jumlah	35.010,8237	Na_2SO_4	0,0046
ΔH_{27}		H_2O	10.588,2900
Komponen	**Energi (kcal)**	Jumlah	45.507,9391
H_2SO_4	40,8680	**Qloss**	
H_2O	2.058,5260	Qloss	1.855,6003
Jumlah	2.099,3941		
QSteam			
Qsteam	10.253,3216		
Total	**47.363,5394**	**Total**	**47.363,5394**

15. Dekanter III (H-142)

Fungsi Memisahkan Glyserol dan FAME



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{28} = \Delta H_{29} + \Delta H_{30} + Qloss$

Dimana - ΔH_{28} = kandungan panas masuk dari tangki penetralan II

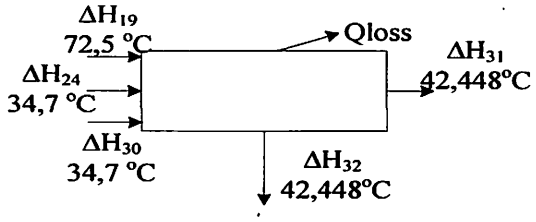
- ΔH_{29} = kandungan panas keluar dekanter ke heater IV
- ΔH_{30} = kandungan panas keluar dekanter ke Centrifuge II

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{28}		ΔH_{29}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	105,3409	Trigliserida	102,1807
CH_3OH	1.373,0983	CH_3OH	1.310,3589
Metil ester	32.997,1180	Metil ester	32.003,8454
Gliserol	46,5391	Gliserol	1,0383
Sabun	192,0391	Sabun	186,1688
H_2SO_4	207,2965	H_2O	308,1192
Na_2SO_4	0,0046	Jumlah	33.911,7112
H_2O	10.588,2900	ΔH_{30}	
Jumlah	45.509,7265	**Komponen**	**Energi (kcal)**
		CH_3OH	21,5464
		Metil ester	3,3591
		Gliserol	44,1046
		Sabun	0,1092
		H_2SO_4	201,0776
		Na_2SO_4	0,0045
		H_2O	9.962,5220
		Jumlah	10.232,7235
		Qloss	

		Qloss	1.365,2918
Total	**45.509,7265**	**Total**	**45.509,7265**

16. Centrifuge II (H-136)

Fungsi Memisahkan minyak dengan padatan



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{19} + \Delta H_{24} + \Delta H_{30} = \Delta H_{31} + \Delta H_{32} + Qloss$

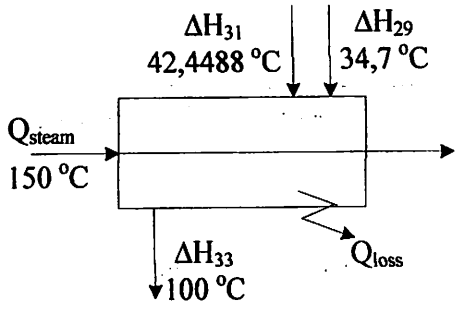
Dimana :
- ΔH_{19} = Kandungan panas masuk dari Dekanter I
- ΔH_{24} = Kandungan panas Masuk dari Dekanter II
- ΔH_{30} = Kandungan panas masuk dari Dekanter III
- ΔH_{31} = Kandungan panas keluar ke Tangki magnesol
- ΔH_{32} = Kandungan panas keluar ke Flash Drum II

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{19}		**ΔH_{31}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Glyserol	9.917,9748	Metil Ester	440,4324
CH_3OH	4.720,9917	Gliserol	14,2902
Metil Ester	755,6419	CH_3OH	24,9230
CH_3ONa	36,0007	Jumlah	479,6456
Jumlah	15.430,6091	**ΔH_{32}**	
ΔH_{24}		**Komponen**	**Energi (kcal)**
Komponen	**Energi (kcal)**	CH_3OH	2.807,2335
Gliserol	1.402,4044	Metil ester	1,1038
CH_3OH	686,8283	Gliserol	5.701,8092
Metil Ester	107,0773	Sabun	0,1964
CH_3ONa	31,8666	CH_3ONa	80,2451
H_2O	11,2448	H_2SO_4	361,7084
Jumlah	2.239,4214	Na_2SO_4	0,0081

ΔH_{30}		H_2O	17.940,7028
Komponen	**Energi (kcal)**	Jumlah	26.893,0074
CH_3OH	22,2128	**Qloss**	
Metil ester	3,4630	Qloss	846,5769
Gliserol	45,4687		
Sabun	0,1126		
H_2SO_4	207,2965		
Na_2SO_4	0,0046		
H_2O	10.270,6413		
Jumlah	10.549,1994		
Total	**28.219,2299**	**Total**	**28.219,2299**

17. Heater IV (E-143 A)

Fungsi Memanaskan produk dari Dekanter III dan Centrifuge II sebelum masuk tangki magnesol



Persamaan Neraca Panas

Panas Masuk = Panas Keluar

$\Delta H_{29} + \Delta H_{31} + Q_{Steam} = \Delta H_{33} + Q_{loss}$

Dimana ΔH_{29} = Kandungan panas bahan dari Dekanter III

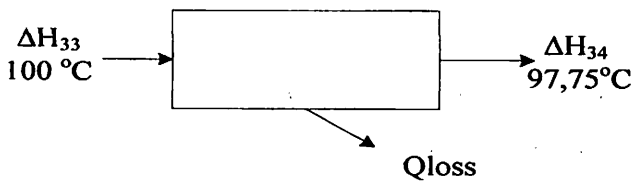
ΔH_{31} = Kandungan panas bahan dari Sentrifuge II

ΔH_{33} = Kandungan panas keluar ke Magnesol

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{29}		ΔH_{33}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	102,1807	Trigliserida	865,1558
CH_3OH	1.310,3589	CH_3OH	8.436,0725
Metil Ester	32.003,8454	Metil Ester	355.297,4781
Gliserol	1,0383	Gliserol	70,2236
Sabun	186,1688	Sabun	2.051,1003
H_2O	308,1192	H_2O	2.388,5675
ΔH_{31}		Jumlah	369.108,5978
Komponen	**Energi (kcal)**	**Qloss**	
Metil Ester	440,4324	Qloss	1.031,7407
Gliserol	14,2902		
CH_3OH	24,9230		
Jumlah	479,6456		
Qsteam			
Qsteam	335.748,9817		
Total	**370.140,3386**	**Total**	**370.140,3386**

18. Tangki Magnesol (H-144)

Fungsi : Menyerap (adsorben) pengotor yang terikut dalam produk Metil Ester



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

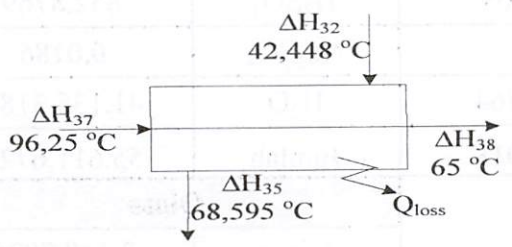
$$\Delta H_{33} = \Delta H_{34} + Q_{diserap} + Qloss$$

Dimana - ΔH_{33} = Kandungan panas bahan masuk dari Dekanter III
- ΔH_{34} = Kandungan panas bahan keluar ke Cooler V
- Qserap = Panas bahan yang diserap magnesol

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{33}		ΔH_{34}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Trigliserida	865,1558	Metil Ester	344.638,5538
CH_3OH	8.436,0725	Trigliserida	839,2011
Metil ester	355.297,4781	Jumlah	345.477,7549
Gliserol	70,2236	**Qdiserap**	
Sabun	2.051,1003	**Komponen**	**Energi (kcal)**
H_2O	2.388,5675	Gliserol	68,1168
Jumlah	369.108,5978	CH_3OH	8.182,9904
		Sabun	1.989,5673
		H_2O	2.316,9104
		Jumlah	12.557,5850
		Qloss	
		Qloss	11.073,2579
Total	**369.108,5978**	**Total**	**369.108,5978**

19. Heater V (E-143 B)

Fungsi Memanaskan hasil esterifikasi sebelum masuk ke flashdrum



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

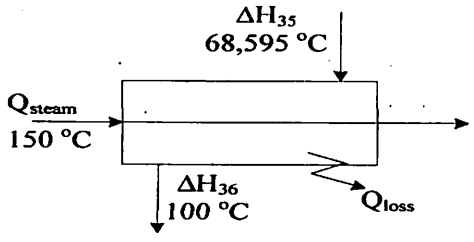
$$\Delta H_{32} + \Delta H_{37} = \Delta H_{35} + \Delta H_{38} + Q_{loss}$$

Dimana :
- ΔH_{32} = Kandungan panas bahan masuk dari Centrifuge II
- ΔH_{37} = Kandungan panas bahan keluaran dari Flashdrum II
- ΔH_{35} = Kandungan panas keluar Heater V ke Heater VI
- ΔH_{38} = Kandungan panas keluar HeaterV ke storage Glyserol

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{32}		ΔH_{35}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	2.807,2335	CH_3OH	7.013,7337
Metil ester	1,1038	Metil ester	2,7579
Gliserol	5.701,8092	Gliserol	14.245,6873
Sabun	0,1964	Sabun	0,4908
CH_3ONa	80,2451	CH_3ONa	200,4883
H_2SO_4	361,7084	H_2SO_4	903,7104
Na_2SO_4	0,0081	Na_2SO_4	0,0203
H_2O	17.940,7028	H_2O	44.823,9554
Jumlah	26.893,0074	Jumlah	67.190,8441
ΔH_{37}		ΔH_{38}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	566,6836	CH_3OH	318,1382
Metil ester	6,4227	Metil ester	3,6057
Gliserol	23.541,3989	Gliserol	13.216,2239
Sabun	1,1430	Sabun	0,6417
CH_3ONa	151,1372	CH_3ONa	84,8490
H_2SO_4	1.519,1869	H_2SO_4	852,8769
Na_2SO_4	0,0331	Na_2SO_4	0,0186
H_2O	73.272,2864	H_2O	41.135,3187
Jumlah	99.058,2918	Jumlah	55.611,6726
		Qloss	
		Qloss	3.148,7825
Total	**125.951,2992**	**Total**	**125.951,2992**

20. Heater VI (E-143 C)

Fungsi Memanaskan produk dari heater V sebelum masuk Flashdrum II



Persamaan Neraca Panas

Panas Masuk = Panas Keluar

$\Delta H_{35} + Q_{Steam} = \Delta H_{36} + Q_{loss}$

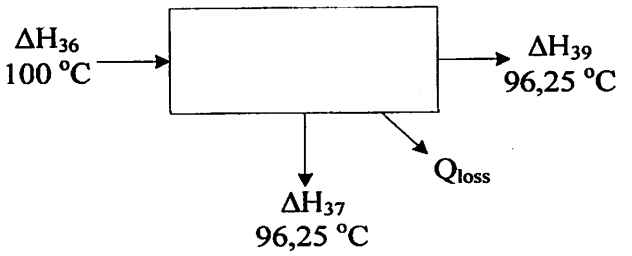
Dimana ΔH_{35} = Kandungan panas bahan dari Heater V

ΔH_{36} = Kandungan panas keluar ke Flashdrum II

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{35}		**ΔH_{36}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	7.013,7337	CH_3OH	9.941,8177
Metil ester	2,7579	Metil ester	6,7607
Gliserol	14.245,6873	Gliserol	24.780,4199
Sabun	0,4908	Sabun	1,2032
CH_3ONa	200,4883	CH_3ONa	159,0918
H_2SO_4	903,7104	H_2SO_4	1.599,1442
Na_2SO_4	0,0203	Na_2SO_4	0,0349
H_2O	44.823,9554	H_2O	77.314,9035
Jumlah	67.190,8441	Jumlah	113.803,3758
Qsteam		**Qloss**	
Qsteam	48.628,2570	Qloss	2.015,7253
Total	**115.819,1011**	**Total**	**115.819,1011**

21. Flashdrum II (F-148)

Fungsi: Memisahkan Produk dari methanol



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{36} = \Delta H_{37} + \Delta H_{39} + Q_{loss}$

Dimana ΔH_{36} = Kandungan panas bahan masuk dari heater VI

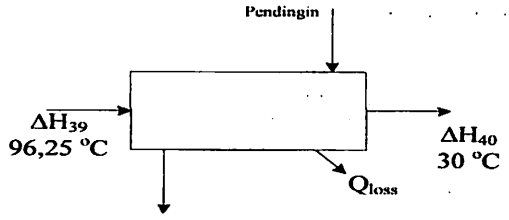
ΔH_{37} = Kandungan panas keluar flashdrum II ke storage gliserol

ΔH_{39} = Kandungan panas bahan keluar ke metanol recovery

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{36}		ΔH_{37}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	9.941,8177	CH_3OH	566,6836
Metil ester	6,7607	Metil ester	6,4227
Gliserol	24.780,4199	Gliserol	23.541,3989
Sabun	1,2032	Sabun	1,1430
CH_3ONa	159,0918	CH_3ONa	151,1372
H_2SO_4	1.599,1442	H_2SO_4	1.519,1869
Na_2SO_4	0,0349	Na_2SO_4	0,0331
H_2O	77.314,9035	H_2O	73.272,2864
Jumlah	113.803,3758	Jumlah	99.058,2918
		ΔH_{39}	
		Komponen	**Energi (kcal)**
		CH_3OH	8.878,0432
		H_2O	176,8720
		Qloss	
		Qloss	5.690,1688
Total	**113.803,3758**	**Total**	**113.803,3758**

22. Kondensor I (E-146 B)

Fungsi: Merubah fase uap metanol menjadi liquid



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{39} = \Delta H_{40} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

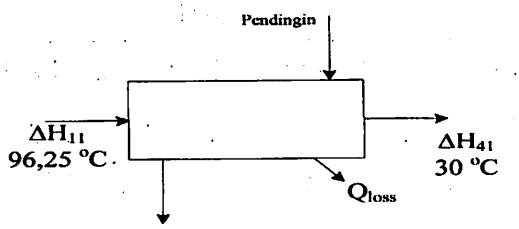
Dimana : - ΔH_{39} = Kandungan panas masuk dari flashdrum II

- ΔH_{40} = Kandungan panas keluar ke metanol recovery

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{39}		ΔH_{40}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	8.878,0432	CH_3OH	755,5333
H_2O	176,8720	H_2O	12,5061
Jumlah	9.054,9151	Jumlah	768,0394
		Qloss	
		Qloss	452,7458
		Qpendingin	
		Qpendingin	7.834,1299
Total	**9.054,9151**	**Total**	**9.054,9151**

23. Kondensor II (E-113 D)

Fungsi: Merubah fase uap metanol menjadi liquid



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{11} = \Delta H_{41} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

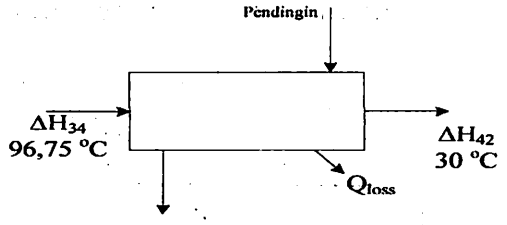
Dimana : - ΔH_{11} = Kandungan panas masuk dari flashdrum I

- ΔH_{41} = Kandungan panas keluar ke metanol recovery

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
ΔH_{11}		ΔH_{41}	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	120.220,2571	CH_3OH	10.230,9041
H_2O	2.419,2692	H_2O	169,3494
Jumlah	122.639,5263	Jumlah	10.400,2535
		Qloss	
		Qloss	6.131,9763
		Pendingin	
		Qpendingin	106.107,2965
Total	**122.639,5263**	**Total**	**122.639,5263**

24. Cooler V (E-146 A)

Fungsi: Menurunkan suhu metil ester dari tangki magnesol ke storage biodiesel



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{34} = \Delta H_{42} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

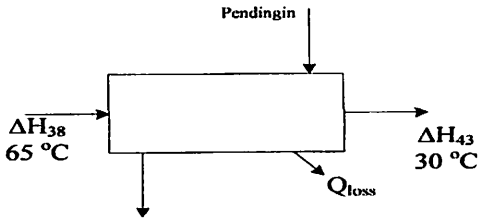
Dimana : - ΔH_{34} = Kandungan panas masuk dari tangki magnesol

- ΔH_{42} = Kandungan panas keluar ke storage biodiesel

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{34}		**ΔH_{42}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
Metil Ester	344.638,5538	Metil Ester	16.451,1342
Trigliserida	839,2011	Trigliserida	52,1430
Jumlah	345.477,7549	Jumlah	16.503,2772
		Qloss	
		Qloss	17.273,8877
		Pendingin	
		Qpendingin	311.700,5900
Total	**345.477,7549**	**Total**	**345.477,7549**

25. Cooler VI (E-146 C)

Fungsi: Menurunkan suhu glyserol dari flashdrum II ke storage glyserol



Persamaan neraca panas :

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{38} = \Delta H_{43} + Q_{loss} + Q_{pendingin}$

Dimana : - ΔH_{38} = Kandungan panas masuk dari flashdrum II

- ΔH_{43} = Kandungan panas keluar ke storage glyserol

Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
ΔH_{38}		**ΔH_{43}**	
Komponen	**Energi (kcal)**	**Komponen**	**Energi (kcal)**
CH_3OH	318,1382	CH_3OH	48,2255
Metil ester	3,6057	Metil ester	0,3130
Gliserol	13.216,2239	Gliserol	1.569,4733
Sabun	0,6417	Sabun	0,0557
CH_3ONa	84,8490	CH_3ONa	27,9073
H_2SO_4	852,8769	H_2SO_4	102,1675
Na_2SO_4	0,0186	Na_2SO_4	0,0023
H_2O	41.135,3187	H_2O	0,0000
Jumlah	55.611,6726	**Qloss**	
		Qloss	2.780,5836
		Pendingin	
		Qpendingin	51.082,9442
Total	**55.611,6726**	**Total**	**55.611,6726**

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. *Storage* Waste Palm Oil (F-111)

Spesifikasi *Storange* CPO parit

Fungsi : Menyimpan CPO parit sebagai bahan baku dalam proses pembuatan biodiesel

Tipe : *Dome roof* (tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas *standard dished*).

Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*	
Kapasitas	:	880,0000	kg/m^3
Volume tangki (V_T)	:	2316,2846	ft^3
Diameter tangki (D_T)	:	215,7260	in
Diameter Luar (D_o)	:	216,7260	in
Tebal Silinder (ts)	:	1/2	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	86,2904	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	1/2	in
h_a	:	36,46	in
Jumlah	:	10	buah

2. PUMP (L-112 A)

Fungsi : Mengalirkan minyak dari storage (F-111) ke reaktor esterifikasi.

Tipe	:	*Centrifugal Pump*			
Rate feed	:	7.215,2269 kg/jam	=	15.906,6892	lb_m/jam
Kecepatan putaran	:	3500 rpm			
Effisiensi	:	85%			
Daya pompa	:	0,5 hp			
Diameter dalam pipa	:	1,38 in			
Diameter luar pipa	:	1,66 in			
Kapasitas pompa	:	0,5961 gpm			
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*			
Jumlah	:	1 buah			

3. HEATER (E-113 A)

Fungsi : Memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor esterifikasi

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger (DPHE) 2 x 1 1/4 SCH 40

Rate bahan : 7.215,2269 kg/jam = 3272,8269 lb_m/jam

Rate steam : 227,3481 kg/jam = 103,1251 lb_m/jam

Jumlah hair pin : 1 buah

Diameter anulus

Diameter dalam : 2,067 in

Diameter luar : 2,38 in

Diameter pipa

Diameter dalam : 1,38 in

Diameter luar : 1,66 in

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

4. *Storage* Metanol (F-114)

Fungsi : Menyimpan Metanol Untuk bahan baku pada proses esterifikasi dan proses Transesterifikasi

Tipe : *Dome roof* (tangki vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah Flat

Bahan Konstruksi : *Low Alloy Steel SA-302 grade A*

Volume tangki (V_T) : 7160,0853 in^3

Diameter dalam (D_T) : 261,8721 in

Diameter Luar (D_o) : 262,8721 in

Tebal Silinder (ts) : 1/2 in

Tinggi Silinder (Ls) : 104,7488 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 1/2 in

h_a : 1,1241 in

Jumlah : 1 buah

5. Spesifikasi Pump (L-112B)

Fungsi	:	Mengalirkan metanol dari storage (F-114) ke Mixer (M-115).
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	0,824 in
Diameter luar pipa	:	1,05 in
Kapasitas pompa	:	5,7254 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

6. Mixer I (M-116)

Fungsi	:	Mencampurkan metanol dan asam sulfat untuk proses Esterifikasi
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 120 ^{o} = α
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	Single welding butt joint without backing up strip
Volume tangki (V_T)	:	211,6644 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	59,6250 in
Diameter Luar (D_o)	:	60 in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	118,8878 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	10,0766 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	17,2119 in
Diameter pipa (d_1)	:	0,9376 in
Jumlah	:	1 buah

Dimensi Pengaduk

Diameter (Da)	:	1,9875 ft
Lebar (W)	:	0,3975 ft
Panjang (L)	:	0,4969 ft
Tinggi pengaduk (C)	:	1,6561 ft
Lebar Baffle (J)	:	0,4141 ft
Jenis Pengaduk	:	six blade dengan four baffles
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk (P)	:	13 hp

7. Pump (L-112D)

Fungsi	:	Mengalirkan minyak dari storage (F-113) ke mixer (M-115).
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,38 in
Kapasitas pompa	:	59,8137 gpm
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*

8. *Storage* Asam Sulfat

Fungsi	:	Menyimpan asam sulfat sebagai bahan baku dalam proses Esterifikasi dan pada saat penetralan
Tipe	:	*Dome roof* (tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas *standard dished*).
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Volume tangki (V_T)	:	579,4960 ft^3
Diameter tangki (D_T)	:	135,9321 in
Diameter Luar (D_o)	:	136,4321 in
Tebal Silinder (ts)	:	1/4 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	54,3728 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	1/4 in
Tinggi tutup atas (ha)	:	22,9725 in
Jumlah	:	1 buah

9. Pump (L-112C)

Fungsi	:	Mengalirkan Asam sulfat dari storage ke Mixer I dan mixer III
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	344,0977 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

10. Heater (E-113 B)

Fungsi	:	Memanaskan bahan sebelum masuk flash drum I	
Tipe	:	DPHE 2 1/2 x 1 1/4"SCH 40	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B	
Rate feed	:	11.105,02	kg/jam
Rate Steam	:	182.057,22	kg/jam
Jumlah hair pin	:	1	buah
Diameter anulus			
Diameter dalam	:	2,469	in
Diameter luar	:	2,88	in
Diameter pipa			
Diameter dalam	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in
Panjang	:	12	in
Jumlah	:	1	buah

11. Spesifikasi Heater (E-113C)

Fungsi	:	Memanaskan bahan sebelum masuk Flash drum I
Tipe	:	DPHE 3x2" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B
Rate feed	:	11.105,02 kg/jam
Rate Steam	:	309,01 kg/jam
Diameter anulus		
Diameter dalam	:	3,068 in
Diameter luar	:	3,5 in
Diameter pipa		
Diameter dalam	:	2,067 in
Diameter luar	:	2,38 in
Jumlah hair pin	:	1 buah
Panjang	:	12 ft
Jumlah	:	1 buah

12. Tangki Flash Drum (F-117)

Fungsi	:	Memisahkan metanol dari bahan baku dari hasil transesterifikasi (minyak dan metil ester)
Tipe	:	Tangki bertekanan luar berbentuk silinder vertikal *dengan tutup atas dan bawah standard dished*
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	149,8994 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	41,5000 in
Diameter Luar (D_o)	:	42 in
Tebal Silinder (ts)	:	1/4 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	182,6366 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	1/4 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	7,0135 in
Waktu tinggal	:	0,25 jam
Jumlah tangki	:	1 buah

Separating plate

tebal plate (t_p)	:	1/4	in
Panjang plate horizontal (P_H)	:	4,15	in
Panjang plate diagonal (P_D)	:	10,375	in
Lebar plate (L)	:	2,76	in
Kemiringan Plate (α)	:	60	derajat

13. Pump (L-112E)

Fungsi	:	Mengalirkan minyak dari flash drum (F-117) menuju tangki penetralan (M-112)
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	1 hp
Diameter dalam pipa	:	1,61 in
Diameter luar pipa	:	1,90 in
Kapasitas pompa	:	40,9166 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

14. Cooler (E-113D)

Fungsi	:	Menurunkan suhu Metanol sebelum masuk ke dalam tangki penampung	
Tipe	:	DPHE 3 x 2 SCH 40	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B	
Rate feed	:	3.391,3431	kg/jam
Rate Steam	:	3.028,7928	kg/jam
Diameter anulus			
Diameter dalam	:	2,469	in
Diameter luar	:	2,88	in
Diameter pipa			
Diameter dalan	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in

Panjang	:	12	ft
Jumlah hair pin	:	1	buah
Jumlah	:	1	buah

15. Storage Metanol Recycle (F-118)

Fungsi	:	Tangki penyimpanan metanol sebagai bahan baku pembuatan biodiesel
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	489,0666 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	95,3750 in
Diameter Luar (D_o)	:	96 in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	128,4709 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	16,1184 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16 in
Waktu tinggal	:	3 jam
Jumlah tangki	:	1 buah

16. Reaktor Esterifikasi (R-110)

Oleh Agnes Gadis Dyba (BAB VI. Perancangan Alat Utama)

17. Spesifikasi Bin CaO

Fungsi	:	Untuk tempat penyimpanan sementara CaO selama
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas flat dan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	*Double Welding Butt Joint*
Volume tangki (V_T)	:	56,9259 ft^3

Diameter tangki (D_T)	:	47,625	in
Diameter Luar (D_o)	:	48	in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	95,250	in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	13,748	in
Jumlah	:	1 buah	

18. Tangki Penetralan (M-122)

Fungsi	:	Menetralisir katalis asam sulfat yang digunakan dalam reaktor esterifikasi (R-110)
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 120 ^{o} = α
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	Single welding butt joint without backing up strip

Volume tangki (V_T)	:	346,5354	ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	77,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	78	in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	110,7505	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	13,118625	in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	22,4084	in
Diameter pipa (d_1)	:	1,1980	in
Jumlah	:	1	buah
Dimensi pengaduk			
Diameter (Da)	:	31,0500	in
Lebar (W)	:	6,2100	in
Panjang (L)	:	7,7625	in
Tinggi pengaduk (C)	:	25,8724	in
Lebar Baffle (J)	:	6,4688	in
Jenis Pengaduk	:	six blade dengan four baffles	

Jumlah Pengaduk	:	1	buah
Daya Pengaduk (P)	:	50	hp
Dimensi jaket			
Diameter dalam (di_j)	:	76,9860	in
Diameter luar (do_j)	:	78	in
Tebal jaket (t_j)	:	5/16	in
Tebal tutup bawah (t_{hbj})	:	3/16	in
Tinggi tutup bawah (hb_j)	:	22,3362	in

19. ***Centrifuge I***

Fungsi	:	Memisahkan minyak dengan padatannya
Tipe	:	*Cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*
Diameter gasket	:	30 in
Kecepatan putar	:	1200 rpm
Daya motor	:	5 hp
Jumlah	:	1 buah

20. Pump (L-124)

Fungsi	:	mengalirkan minyak dari centrifuge I ke reaktor transesterifikasi I
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	37,6723 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

21. Pump (L-125)

Fungsi	:	Mengalirkan minyak dari flash drum menuju tangki penetralan
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	3,4643 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

22. *Storage* CaSO4 dan Ca(OH)2

Fungsi	:	Menyimpan produk $CaSO_4$ dan $Ca(OH)_2$
Tipe	:	Tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas *standard dished*).
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Volume tangki (V_T)	:	214,9141 ft^3
Diameter tangki (D_T)	:	97,6623 in
Diameter Luar (D_o)	:	98,1623 in
Tebal Silinder (ts)	:	1/4 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	39,0640 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/8 in
Tinggi tutup atas	:	16,505 in
Jumlah	:	10 buah

23. Bin CH_3ONa

Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan katalis yang akan digunakan untuk Proses Transesterifikasi I dan Transesterifikasi II

Tipe : Tangki berbentuk slinder dengan tutup atas flat dan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*	
Tipe Pengelasan	:	*Double Welding Butt Joint*	
Volume tangki (V_T)	:	26,9251	ft^3
Diameter tangki (D_T)	:	33,3615	in
Diameter Luar (D_o)	:	34	in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	49,1856	in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	9,7064	in
Jumlah	:	1 buah	

24. Mixer II (M-128)

Fungsi : Mencampurkan Metanol dengan katalis CH_3ONa

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 120 ° = α

Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*	
Tipe Pengelasan	:	Single welding butt joint without backing up strip	
Volume tangki (V_T)	:	209,6346	ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	59,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	60	in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	81,9757	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	10,0766	in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	17,2119	in
Diameter pipa (d_1)	:	0,9331	in
Jumlah	:	1	buah

Dimensi Pengaduk

Diameter (Da)	:	23,8500 in
Lebar (W)	:	4,7700 in
Panjang (L)	:	5,9625 in
Tinggi pengaduk (C)	:	19,8730 in
Lebar Baffle (J)	:	4,9688 in
Jenis Pengaduk	:	six blade dengan four baffles
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk (P)	:	4 hp

25. Decanter I (H-129)

Fungsi	:	Memisahkan fase biodiesel dan fase gliserol berdasarkan daya kelarutan
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA 135
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	107,8789 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	47,5 in
Diameter Luar (D_o)	:	48 in
Tebal Silinder (ts)	:	1/4 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	95 in
Tebal Tutup (t_h)	:	1/4 in
Tinggi Tutup (h)	:	8,0275 in

26. Reaktor Transesterifikasi I (R-120)

Fungsi	:	Digunakan untuk mereaksikan minyak dengan metanol dengan penambahan katalis CH_3ONa
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak 120 ° = α
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	Single welding butt joint without backing up strip
Volume tangki (V_T)	:	398,5196 ft^3

Diameter dalam tangki (D_T)	:	83,5000	in
Diameter Luar (D_o)	:	84	in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	108,7761	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	14,1115	in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	24,1044	in
Diameter pipa (d_1)	:	1,2847	in
Jumlah	:	1	buah

27. Pump (L-131)

Fungsi	:	Mengalirkan minyak dari dekanter I ke reaktor transesterifikasi II
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Efisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	43,5478 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

28. Cooler (E-132)

Fungsi	:	Menurunkan suhu reaktan sebelum masuk ke dalam reaktor transesterifikasi II	
Tipe	:	DPHE 2 1/2 x 1 1/4 SCH 40	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B	
Rate feed	:	7.086,6906	kg/jam
Rate air	:	2.735,1905	kg/jam
Jumlah hair pin	:	1	buah

Diameter anulus

Diametr dalam	:	2,469	in
Diameter luar	:	2,88	in

Diameter pipa

Diameter dalam	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in
Panjang	:	12	in
Jumlah	:	1	buah

29. Cooler (E-133)

Fungsi	:	Menurunkan suhu Metanol sebelum masuk ke dalam tangki penampung	
Tipe	:	DPHE 2 1/2 x 1 1/4 SCH 40	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B	
Rate feed	:	7.585,5560	kg/jam
Rate air	:	5.028,7928	kg/jam
Jumlah hair pin	:	1	buah

Diameter anulus

Diametr dalam	:	2,469	in
Diameter luar	:	2,88	in

Diameter pipa

Diameter dalam	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in
Panjang	:	12	ft
Jumlah	:	1	buah

30. Spesifikasi Decanter II (H-133B)

Fungsi	:	memisahkan fase biodiesel dan fase gliserol berdasarkan daya kelarutan
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA 135
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	53,6149 ft^3

Diameter dalam tangki (D_T)	:	37,63 in
Diameter Luar (D_o)	:	38 in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	75 in
Tebal Tutup (t_h)	:	3/16 in
Tinggi Tutup (h)	:	6,3586 in
Waktu tinggal	:	2,5136 menit
Jumlah tangki	:	1 buah

31. Pump (L-135)

Fungsi	:	Mengalirkan minyak dari dekanter II ke tangki Penetralan II
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	41,0677 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

32. *Centrifuge I* (H-136)

Fungsi	:	Memisahkan minyak dengan padatannya
Tipe	:	*Cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*
Diameter gasket	:	30 in
Kecepatan putar	:	1200 rpm
Daya motor	:	1,5 hp
Jumlah	:	1 buah

33. Pump (L-137)

Fungsi	:	Mengalirkan minyak dari Sentrifuge II ke tangki Magnesol
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	21,1350 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

34. Spesifikasi Pump (L-138)

Fungsi	:	mengalirkan gliserol dan metanol ke flash drum
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	7,9643 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

35. Reaktor Transesteririkasi (R-130)

Perancangan alat Utama II (An Nissa Anggarda P.)

36. Spesifikasi tangki pengenceran (M-141)

Fungsi	:	Mencampurkan air dan asam sulfat untuk kebutuhan penetralan
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah conical dished dengan sudut puncak 120 ° = α
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	Single welding butt joint without backing up strip
Volume tangki (V_T)	:	96,2674 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	53,6250 in
Diameter Luar (D_o)	:	54 in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	63,2447 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	9,0626 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	15,4799 in
Diameter pipa (d_1)	:	0,6323 in
Jumlah	:	1 buah
Dimensi Pengaduk		
Diameter (Da)	:	21,4500 in
Lebar (W)	:	4,2900 in
Panjang (L)	:	5,3625 in
Tinggi pengaduk (C)	:	17,8732 in
Lebar Baffle (J)	:	4,4688 in
Jenis Pengaduk	:	six blade dengan four baffles
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk (P)	:	5 hp

37. Decanter III (H-142)

Fungsi	:	memisahkan fase biodiesel dan fase gliserol berdasarkan daya kelarutan
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA 135
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	1,5814 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	11,6 in
Diameter Luar (D_o)	:	12 in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	23 in
Tebal Tutup (t_h)	:	3/16 in
Tinggi Tutup (h)	:	1,9646 in
Waktu tinggal	:	0,0136 menit
Jumlah tangki	:	1 buah

38. Heater (E-143 A)

Fungsi	:	Memanaskan minyak sebelum masuk ke tangki magnesol	
Tipe	:	DPHE 2 1/2 x 1 1/4 SCH 40	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B	
Rate feed	:	7.241,4000	kg/jam
Rate Steam	:	664,7614	kg/jam
Jumlah hair pin	:	1	buah
Diameter anulus			
Diametr dalam	:	2,469	in
Diameter luar	:	2,88	in
Diameter pipa			
Diameter dalam	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in
Panjang	:	12	ft
Jumlah	:	1	buah

39. Tangki Magnesol (H-144)

Fungsi	:	Memisahkan pengotor seperti air dan sabun yang ada di dalam biodiesel
Tipe	:	Tangki bertekanan luar berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas flat dan tutup bawah
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	6,9632 m^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	57,3084 in
Diameter Luar (D_o)	:	57,6834 in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	232,9438 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	9,6851 in
Waktu tinggal	:	3 hari
Jumlah tangki	:	1 buah

40. Spesifikasi Pump (L-145)

Fungsi	:	mengalirkan Biodiesel masuk ke dalam storage
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	42,6322 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

41. *Storange* produk Biodiesel (F-146)

Fungsi : Menyimpan hasil produk Biodiesel

Tipe : *Dome roof* (tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas *standard dished*).

Bahan Konstruksi : *Low Alloy Steel SA-302 grade A*

Volume tangki (V_T)	:	3077,0168	ft^3
Diameter tangki (D_T)	:	147,5675	in
Diameter Luar (D_o)	:	148,0675	in
Tebal Silinder (ts)	:	1/4	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	221,3513	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	1/4	in
Jumlah	:	10 buah	

42. Heater (E-143 D)

Fungsi	:	memanaskan metanol sebelum masuk ke flash drum II	
Tipe	:	DPHE 2 1/2 x 1 1/4" SCH 40	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B	
Rate feed	:	1.683,0559	kg/jam
Rate Steam	:	173,6743	kg/jam
Jumlah hair pin	:	1	buah
Diameter anulus			
Diametr dalam	:	2,469	in
Diameter luar	:	2,88	in
Diameter pipa			
Diameter dalam	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in
Panjang	:	12	ft
Jumlah	:	1	buah

43. Tangki Flash Drum (F-147)

Fungsi	:	memisahkan metanol dengan gliserol
Tipe	:	Tangki bertekanan luar berbentuk silinder vertikal *dengan tutup atas dan bawah standard dished*
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	19,9593 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	29,5 in
Diameter Luar (D_o)	:	30 in
Tebal Silinder (ts)	:	1/4 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	44,1205 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	1/4 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	4,9855 in
Waktu tinggal	:	0,25 jam
Jumlah tangki	:	1 buah

Separating plate

tebal plate (t_p)	:	1/4	in
Panjang plate horizontal (P_H)	:	2,95	in
Panjang plate diagonal (P_D)	:	7,375	in
Lebar plate (L)	:	3,32	in
Kemiringan Plate (α)	:	60	derajat

44. Cooller (E-143 E)

Fungsi	:	Menurunkan suhu reaktan sebelum masuk ke dalam tangki penampung hasil recycle metanol dan merubah fasenya menjadi liquid	
Tipe	:	DPHE 2 1/2 x 1 1/4" SCH 40	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 53 Grade B	
Rate feed	:	250,4233	kg/jam
Rate Steam	:	85%	
Jumlah hair pin	:	1	buah

Diameter anulus

Diametr dalam	:	2,469	in
Diameter luar	:	2,88	in

Diameter pipa

Diameter dalam	:	1,38	in
Diameter luar	:	1,66	in
Panjang	:	12 in	
Jumlah	:	1 buah	

45. Pump (L-145)

Fungsi	:	mengalirkan glyserol masuk ke dalam storage
Tipe	:	*Centrifugal Pump*
Jumlah stage	:	*Single stage*
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	1,38 in
Diameter luar pipa	:	1,66 in
Kapasitas pompa	:	6,6726 gpm
Bahan konstruksi	:	*Carbon Steel*
Jumlah	:	1 buah

46. Spesifikasi *Storage* produk gliserol

Fungsi : Menyimpan hasil produk samping gliserol

Tipe : tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas *standard dished*).

Bahan Konstruksi : *Low Alloy Steel SA-302 grade A*

Volume tangki (V_T)	:	602,9787	ft^3	Waktu tinggal	:	3 hari
Diameter tangki (D_T)	:	137,7439	in			
Diameter Luar (D_o)	:	138,4939	in			
Tebal Silinder (ts)	:	3/8	in			
Tinggi Silinder (Ls)	:	55,0963	in			
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/8	in			
Tinggi tutup atas	:	23,28	in			
Jumlah	:	8 buah				

47. Tangki Penetralan (M-140)

Fungsi	:	Mencampurkan produk dari dekanter II yang masih mengandung basa di netralkan dengan asam dari tangki pengenceran
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 120 ° = α
Bahan Konstruksi	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*
Tipe Pengelasan	:	Single welding butt joint without backing up strip

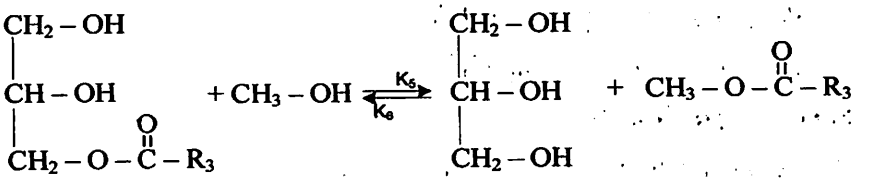
Volume tangki (V_T)	:	481,3348	ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	:	89,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	90,0000	in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16	in
Tinggi Silinder (Ls)	:	113,6110	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	15,1466	in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16	in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	25,8725	in
Diameter pipa (d_1)	:	1,4119	in
Jumlah	:	1	buah
Dimensi Pengaduk			
Diameter (Da)	:	35,8500	in
Lebar (W)	:	7,1700	in
Panjang (L)	:	8,9625	in
Tinggi pengaduk (C)	:	29,8720	in
Lebar Baffle (J)	:	7,4688	in
Jenis Pengaduk	:	six blade dengan four baffles	
Jumlah pengaduk	:	1	buah

BAB VI
PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor Transesterifikasi II

Kode : R-130

Fungsi : Untuk mereaksikan Trigliserida dan metanol membentuk metil ester dan glyserol sesuai dengan reaksi :



Monogliserida *Metanol* *Gliserol* *Metil Ester*

Type : Reaktor mixed flow berebentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut puncak 120 ^{0}C

Jumlah : 1 buah

Direncanakan :

- Ruang kosong dalam reakto 20% dari volume total reaktor (Vilbrant. 1959)
- Ls = 1,5 di (Ulrich, 1984)
- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M* type 316
- Jenis Pengelasa : *Double Welding Butt Joint*
- ts standart : ≤ 5/8 in (Hesses. 1945)
- Faktor korosi : 1/16 in = 0,0625 in (Brownell & Young, 1959)
- Sudut Conical : 120 ^{o} (Brownell & Young, 1959)

Sehingga didapatkan data berikut :

- *Allowable stress (f)* : 18750 lb/in^2 (Brownell and Young, 1959)
- Faktor pengelasan (E) : 0,8 (Brownell and Young, 1959)

Feed masuk ke reaktor Transesterifikasi = 7585,5559 kg/jam

Tahapan perancangan reaktor

1. **Perancangan dimensi reaktor**
   A. Menentukan Volume Reaktor
   B. Menentukan diameter reaktor
   C. Menentukan diameter tutup
2. **Perancangan dimensi pengaduk reaktor**
   A. Perencanaan pengaduk
   B. Penghitungan daya pengaduk
   C. Perhitungan poros pengaduk
3. **Perhitungan Nozzle**
   A. Perancangan Nozzle bahan masuk reaktor
   B. Perancangan Nozzle jaket pendingin
   C. Perancangan Nozzle produk keluar reaktor
   D. *Penentuan Flange pada Nozzle*
4. **Perhitungan dimensi jaket pemanas**
   A. Dasar perancangan jaket
   B. Menentuan tekanan operasi
   C. Menentuan diameter jaket
   D. Menentuan diameter jaket
   E. Menentuan tinggi jaket
   F. Menentukan tebal tutup bawah jaket
   G. Menentukan tinggi tutup bawah jaket
5. **Perancangan dimensi gasket, bolting dan flange tangki reaktor**
   A. Perancangan Gasket
   B. Perancangan Bolting
   C. Perancangan Flange
6. **Perancangan sistem penyangga reaktor**
   A. Menentukan berat total reaktor
   B. Perancangan leg support (penyangga)
   C. Perancangan base plate
   D. Perancangan lug dan gusset
7. **Perancangan pondasi reaktor**

V.I Perancangan dimensi reaktor

A. Menentukan volume reaktor

- Menentukan fraksi, densitas dan viskositas campuran

  Data viskositas dan densitas dari Geankoplis, 1997, Joback method, Perry's 7th 1997

Komposisi	Berat (kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Trigliserida	2241,6267	0,2955	0,8800	3,07E-03
Metil Ester	4662,8358	0,6147	0,7167	6,99E-02
H_2O	30,8336	0,0041	0,9965	8,50E-03
CH_3OH	589,5305	0,0777	0,7867	2,43E-04
CH_3ONa	13,3517	0,0018	2,0440	2,00E-02
Gliserol	7,3952	0,0010	1,2210	1,22E+00
Sabun	39,9825	0,0053		
Jumlah	7585,5560	1,0000	0,7706	0,0451

Densitas campuran = 770,6 Kg/m^3 = 48,1059 lbm/ft^3

Viskositas campuran = 0,0303 lbm/ft.s

- Menentukan Kapasitas Reaktor Transesterifikasi II

$$\text{Kapasitas Reaktor} = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Jumlah Reaktor yang digunakan}}$$

$$= \frac{7585{,}5560 \text{ Kg/jam}}{1}$$

$$= 7585{,}555989 \text{ Kg/jam}$$

$$= 16723{,}11673 \text{ lbm/jam}$$

- Menentukan Rate Volumetrik pada Reaktor Esterifikasi

$$\textit{Rate Volumetric} = \frac{\text{Kapasitas Reaktor}}{\text{Densitas Campuran}} = \frac{16723{,}11673 \text{ lbm/jam}}{48{,}1059 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 347{,}631019 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

- Menentukan Volume Larutan

  Volume larutan dalam Reaktor Transesterifikasi II per waktu operasinya

  = 347,63102 ft^3/jam x 1 jam

  = 347,63102 ft^3 = 2600,6277 galon

- Menentukan Volume Total Tangki (V_T)

$V_T = V_{ruang\ kosong} + V_{berisi}$

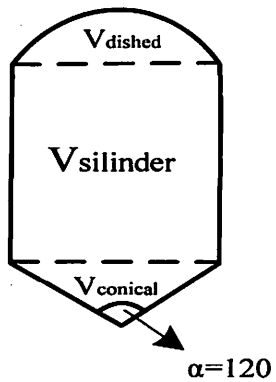
$V_T = 20\%\ V_T + 347{,}6310\ ft^3$

$80\%\ V_T = 347{,}6310\ ft^3$

$V_T = 434{,}5388\ ft^3 = 12{,}3048\ m^3$

$= 5214{,}4653\ in$

B. Menentukan Diameter Reaktor



Gambar 6.1. Volume total dari Reaktor Esterifikasi

$V_{dished} = \pi/3\ H^2 (3r - H) = (0{,}0847 \cdot D_T^3)$

$V_{silinder} = (0{,}25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls)$

$$V_{conical} = \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \quad \tan 1/2\ \alpha} \right|$$

Dari gambar diatas maka dapat dihitung volume total reaktor, yaitu :

$V_{Total} = V_{silinder} + V_{dished} + V_{conical}$ (Brownell and Young, 1959)

$V_{Total} = (0{,}25 \cdot 3{,}14 \cdot D_i^2 \cdot 1{,}5D_i) + (0{,}0847 \cdot D_i^3) + \left| (3{,}14 \cdot D_i^3) / (24 \tan 1/2\ (120) \right|$

≈ dimana α dari *conical* = 120 °C

$\tan 1/2\ \alpha = 1{,}7321$

Maka :

$434{,}5388\ ft^3 = 1{,}1775\ D_i^3 + 0{,}0755\ D_i^3 + 0{,}0847\ D_i^3$

$434{,}5388\ ft^3 = 1{,}3377\ D_i^3$

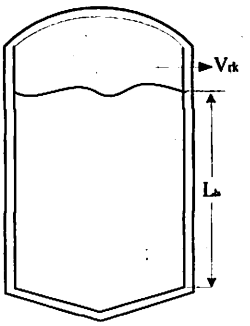
$D_i^3 = 324{,}8318\ ft^3$

$D_i = 6{,}8742\ ft$

$= 2{,}0953\ m = 82{,}4899\ in$

- Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{Ls})

  Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder maka :



$$Vol_{Liquid} = V_{tutup\ bawah} + V_{silinder}$$

$$V_L = \frac{\pi \times D_T^3}{24 \ \tan 1/2\ \alpha} + 0{,}25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls}$$

$$347{,}6310\ ft^3 = 0{,}0755 \times 6{,}8742^3 + 0{,}25 \times 3{,}14 \times 6{,}8742^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 8{,}7101\ ft$$

$$= 2{,}6549\ m = 104{,}5219\ in$$

- Menghitung tekanan design (Pi)

  Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatis}$$

$$P_{hidrostatis} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32{,}174}$$ (Geankoplis, 1997)

$$= \frac{48{,}1059\ lbm/ft^3 \times 32{,}174\ ft/s^2 \times 8{,}7101\ ft}{144 \times 32{,}174}$$

$$= 2{,}9098\ psia$$

$$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatis}$$

$$= 14{,}696 + 2{,}9098 - 14{,}696$$

$$= 2{,}9098\ psig$$

- Menentukan tebal silinder (t_s)

$$ts = \frac{Pi \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times Pi))} + C$$ (Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{2,9098 \times 82,4899}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 2,9098)} + \frac{1}{16}$$

$= 0,0080$ in $\approx 0,1875$ in (3/16)

$= 0,0048$ m

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder ($ts_{rancangan} < ts_{standart}$)

- Standardisasi Do

$D_o = D_T + (2 \times ts)$

$= 82,4899 + 0,3750$

$= 82,8649$ in $= 2,1048$ m

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan Do = 84 in = 2,1336 m dan didapatkan data sebagai berikut :

icr = 5 1/8 in (Brownell and Young, 1959)

r = 84 in (Brownell and Young, 1959)

- Menentukan D_T baru :

$D_i = Do - (2 \times ts)$

$= 84 - 0,3750$

$= 83,6250$ in $= 6,9688$ ft $= 2,1241$ m

- Pengecekan terhadap Ls/Di

Ls/Di < 1,5 (Ulrich. 1984)

$V_T = V_{silinder} + V_{dished} + V_{conical}$ (Brownell and Young, 1959)

$$= (0,25 . \pi . D_T^2 . Ls) + (0,0847 . D_T^3) + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2\, \alpha} \right|$$

$434,5388\ ft^3 = (0,25 . 3,14 . D_T^2 . Ls) + (0,0847 . D_T^3) + 0,0755\ D_T^3$

$434,5388\ ft^3 = 38,1223\ Ls + 28,66 + 25,5629$

$Ls = 9,9761$ ft $= 119,7129$ in

$$\frac{Ls}{Di} = \frac{9,9761 \text{ in}}{83,6250 \text{ in}} = 0,1193 \quad \text{(Memenuhi)}$$

C. Menentukan Diameter Tutup

- Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

icr = 5 1/8 in

r = 84 in

sf = 1,5 in (Brownell and Young, 1959)

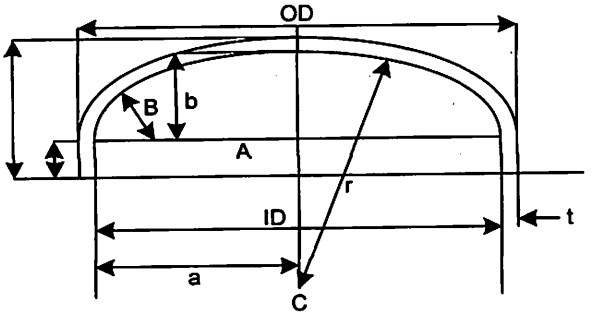
$$t_{ha} = \frac{0,855 \times Pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times Pi)} + C$$ (Brownell and Young, 1959)

$$= \frac{0,855 \times 2,9098 \times 84}{\left[18750 \times 0,80\right] - \left[0,1 \times 2,9098\right]} + \frac{1}{16}$$

= 0,0764 in ≈ 0,1875 in (3/16)

= 0,0048 m

- Menentukan tinggi tutup atas (ha)



Gambar 6.2. Dimensi tutup atas *standart dished* reaktor

$$a = \frac{Di}{2} = \frac{83,6250}{2} \text{ in} = 41,8125 \text{ in} = 3,4844 \text{ ft}$$

AB = a - icr = 41,8125 - 5,1250

= 36,6875 in = 3,0573 ft

BC = r - icr = 84 - 5,1250

= 78,8750 in = 6,5729 ft

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AC = \sqrt{\left|78,8750\right|^2 - \left|36,6875\right|^2} = \sqrt{4875,2930}$$

= 69,8233 in = 5,8186 ft

$b = r - AC = 84 - 69{,}8233$

$= 14{,}1767$ in $= 1{,}1814$ ft

$ha = t_{ha} + b + sf$

$= 0{,}1875 + 14{,}1767 + 1{,}5$

$= 15{,}8642$ in $= 1{,}3220$ ft $= 0{,}4030$ m

(Brownell and Young, 1959)

- Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

Dimana de = D_i = 83,6250 in

$$t_{hb} = \frac{Pi \times de}{2(f \times E) - (0{,}6 \times Pi) \cos 1/2\,\alpha} + C$$

dimana de = D_T = 83,6250 in dan $\alpha = 120$

$\cos 1/2\,\alpha = 0{,}5$

$$= \frac{2{,}9098 \times 83{,}6250}{2 \times \left| 18750 \times 0{,}80 \right| - \left| 0{,}6 \times 2{,}9098 \right| \times 0{,}5} + \frac{1}{16}$$

$= 0{,}0162$ in $\approx 0{,}1875$ in => (3/16)

$= 0{,}0048$ m

maka pada ts (3/16) diperoleh harga :

sf = 1,5 in

(Brownell and Young, 1959)

- Menentukan Tinggi tutup bawah (hb)

Untuk jenis *conical* rumus tinggi tutup atas adalah

$$hb = \frac{0{,}5 \times di}{\tan 1/2\,\alpha}$$

$$= \frac{0{,}5 \times 83{,}6250 \text{ in}}{1{,}7321}$$

$= 24{,}1398$ in $= 0{,}6132$ m $= 2{,}0116$ ft

$hb = hb + sf$

$= 24{,}140 + 1{,}5$

$= 25{,}640$ in $= 0{,}6513$ m $= 2{,}1366$ ft

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

Diameter Luar (Do)	=	84,0000	in	=	2,1336	m
Diameter Dalam (Di)	=	83,6250	in	=	2,1241	m
Tinggi silinder (Ls)	=	119,7129	in	=	3,0407	m
Tebal Silinder (ts)	=	0,1875	in	=	0,0048	m
Tebal tutup atas (t_{ha})	=	0,1875	in	=	0,0048	m
Tebal tutup bawah (t_{hb})	=	0,1875	in	=	0,0048	m
Tinggi tutup atas (ha)	=	15,8642	in	=	0,4030	m
Tinggi tutup bawah (hb	=	25,6398	in	=	0,6513	m

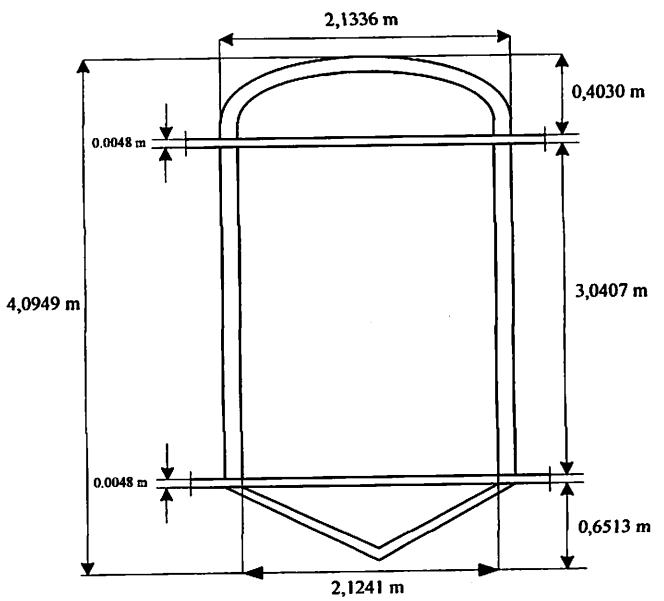
Tinggi Reaktor (H) = Tinggi (tutup bawah + silinder + tutup atas)

= hb + Ls + ha

= 25,6398 + 119,7129 + 15,8642

= 161,2168 in

= 13,4347 ft = 4,0949 m



Gambar 6.3. Dimensi tangki Reaktor Transesterifikasi II

6.2 Perancangan Dimensi Pengaduk Reaktor

A. Perancangan pengaduk

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari (Geankoplis,1997) antara lain :

Da/Dt	=	0,3-0,5	Dimana	:		
W/Da	=	0,2	Dt	=	Diameter dalam tangki	
L/Da	=	0,25	Da	=	Diameter impeller (pengaduk)	
C/Dt	=	0,3333	W	=	Lebar Pengaduk	
J/Dt	=	0,0833	L	=	Panjang Pengaduk	
			C	=	Tinggi pengaduk dari dasar tangki	
			J	=	lebar baffle	

- Menentukan Diameter Pengaduk

Da/Dt = 0,4

Da = 0,4 Dt

= 0,4 x 83,6250 in

= 33,450 in = 0,8496 m

- Menentukan Lebar Pengaduk

W/Da = 0,2

W = 0,2 Da

= 0,2 x 33,450 in

= 6,690 in = 0,1699 m

- Menentukan Panjang Pengaduk

L/Da = 0,25

L = 0,25 Da

= 0,25 x 33,4500 in

= 8,3625 in = 0,2124 m

- Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

C/Dt = 0,3333

C = 0,3333 Dt

= 0,3333 x 83,6250 in

= 27,8722 in = 0,7080 m

- Menentukan Lebar *Baffle*

J/Dt = 0,0833

J = 0,0833 Dt

= 0,0833 x 83,6250 in

= 6,9688 in = 0,1770 m

- Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahawa

Da/W = 5 maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk*

- Menentukan Jumlah Pengaduk

$$np = \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinder}}{2\ Da^2}$$

$$= \frac{104,5219}{2237,8050}$$

$$= 0,0467 \approx 1 \text{ buah}$$

B. Penghitungan Daya Pengaduk

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 . N . \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{Np . \rho . N^3 . Da^5}{gc}$$ (Geankoplis. 1997)

Dimana :

N = Putaran pengaduk

Da = Diameter Impeller (ft)

P = daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 48,1059 lbm/ft^3

μ = 0,0303 lbm/ft.s

Diketahui N = 150 (Noureddini, 1997)

Maka :

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 . N . \rho}{\mu}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{7,7702 \times 2,5 \times 48,1059}{0,0303} = 30.816,3450$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah *turbulen*

Dari halaman 145 Geankoplis untuk Number Power (Np) diambil

Np = 5,0

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$ (Geankoplis. 1997)

maka :

$$P = \frac{\rho \times N^3 \times Da^5 \times Np}{gc}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{48{,}1059 \times \left| 2{,}5000 \right|^3 \times \left| 2{,}7875 \right|^5 \times 5{,}0}{32{,}174}$$

= 8758,8475 lbf/s = 15,9252 hp = 16 hp

Kehilangan-kehilangan daya

- Gain losses (Kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Tranmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 20% dari daya masuk.

P yang dibutuhkan = | 0,10 + 0,20 | P + P

= | 0,30 x 15,925 | + 15,925

= 20,703 hp ≈ 21 hp

C. Perhitungan poros pengaduk

- Diameter Poros Pengaduk

$$T = \frac{\pi \times Sx\ D^2}{16}$$ (Hesse. 1945)

Dimana :

T = Momen putir = $\frac{(63025.H)}{N}$

H = daya motor (lb.ft/s) = 21 hp

N = Putaran pengaduk = 150 rpm

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan *Hot-rolled steel SAE 1040* mengandung karbon 40% dengan batas = 45000 lb/in^2

S = maksimum design shering stress yang diujikan

S = 40% x 45000 lb/in^2

= 18000 lb/in^2

Maka didapatkan diameter poros (D)

$$D = \left| \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right|^{1/2}$$ (Hesse. 1945)

$$D = \left| \frac{16 \times 30816{,}35}{3{,}14 \times 18000} \right|^{1/2} = 2{,}9536 \text{ in} = 0{,}0750 \text{ m}$$

Rumus

$$L_1 = h + l - Zi$$

Dimana :

L_1 = panjang poros

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 119,9004 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 8,3625 in

C = jarak impeller dari dasar tangki = 27,8722 in

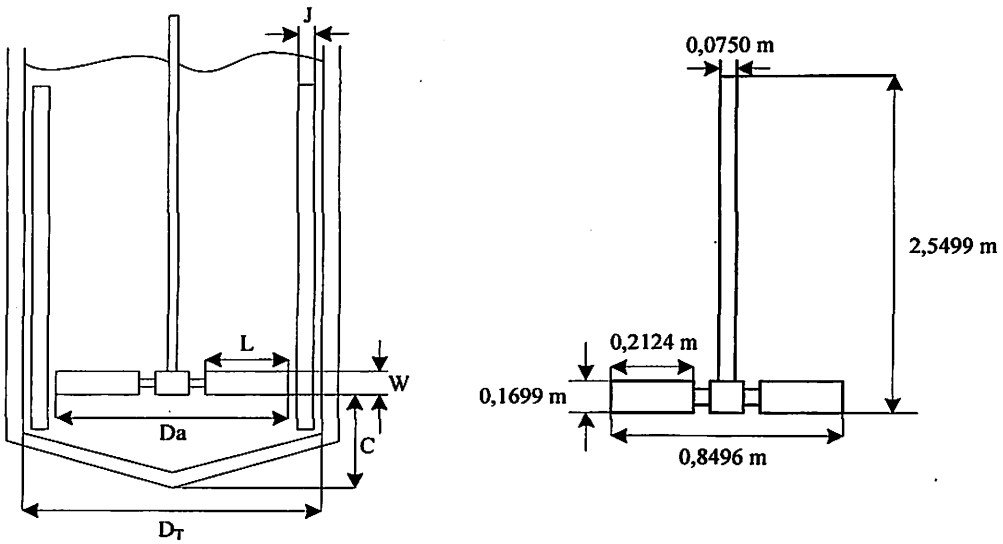
Jadi panjang poros pengaduk :

$$L_1 = \left| 119{,}9004 + 8{,}3625 \right| - 27{,}8722$$

$$= 100{,}3907 \text{ in} = 2{,}5499 \text{ m}$$

Kesimpulan Perancangan pengaduk :

Type	=	*Flat Six Blade Turbin with disk*
Diameter impeller (Da)	=	0,8496 m
Tinggi Impeller diatas tangki(C)	=	0,7080 m
Lebar Impeller (W)	=	0,1699 m
Panjang Impeller (L)	=	0,2124 m
Lebar Baffle (J)	=	0,1770 m
Jumlah pengaduk (np)	=	1 buah
Daya (P)	=	21 hp
Panjang Poros (L_1)	=	2,5499 m
Diameter poros (D)	=	0,0750 m



Gambar 6.4. Dimensi pengaduk Reaktor

6.3. Perhitungan Nozzle

A. Perancangan Nozzle bahan masuk reaktor

Nozzle pada tutup atas standard dished

- Nozzle untuk memasukan produk dari Storaage CPO parit
- Nozzle untuk memasukan larutan asam sulfat dan metanol

Nozzle pada badan silinder

- Nozzle untuk handhole
- Nozzle untuk pemasukan pendingin dalam jaket
- Nozzle untuk pengeluaran pendingin dari jaket

Nozzle pada tutup bawah Conical

- Nozzle untuk pengeluaran produk

Digunakan flange standard type welding neck pada :

- Nozzle untuk memasukan produk dari storage CPO parit
- Nozzle untuk memasukan larutan asam sulfat dan metanol
- Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle untuk handhole
- Nozzle untuk pemasukan pendingin dalam jaket
- Nozzle untuk pengeluaran pendingin dari jaket

B. Dasar Perhitungan

Nozzle untuk memasukan produk dari Dekanter I (Nozzle A)

- Bahan Masuk = 7.086,6906 Kg/jam
  = 15623,3181 lbm/jam

  ρ Campuran minyak = 0,767 Kg/L = 47,8834 lbm/ft^3

  μ Campuran minyak = 0,0482 Kg/m.s = 3,24E-02 lbm/ft.s

- Rate Volumetrik $= \dfrac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$

$$= \frac{15623{,}3181 \ \text{lbm/jam}}{47{,}8834 \ \text{lbm/ft}^3}$$

$$= 326{,}279 \ \text{ft}^3/\text{jam} = 0{,}0026 \ \text{m}^3/\text{s}$$

- Trial Kecepatan Fluida

  Menentukan Kecepatan fluida

  Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson (hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

  $\rho_{fluida} = \rho_{campuran} = 767{,}020 \ Kg/m^3$

  sehingga kecepatan liquida sebesar 3,0 m/s = 9,8424 ft/s

- Menentukan dimensi Lubang

  a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{Rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0{,}0906 \ ft^3/s}{9{,}8424 \ ft/s}$$

$$= 0{,}0092 \ ft^2$$

  b. Diameter Pipa $= \sqrt{\dfrac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$

$$\sqrt{\frac{0{,}0092}{3{,}14 \ x \ 0{,}25}} = 0{,}1083 \ ft$$

  c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{0{,}0330 \ m \ x \ 3{,}0000 \ m/s \ x \ 767{,}02 \ Kg/m^3}{4{,}824E\text{-}02 \ Kg/m.s}$$

$$= 1574{,}5451$$

  Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4.000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer.*

  d. Menentukan Diameter Optimum

  Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997, dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$Di_{optimum} = 293{,}0 \ x \ (rate\ volumetric)^{0{,}53} \ x \ \rho^{-0{,}37}$$

$$= 293{,}0 \ x \ (1{,}9685)^{0{,}53} \ x \ (767{,}0)^{-0{,}37}$$

$$= 35{,}9239 \ mm = 1{,}4143 \ in$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A- (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 1,500 in schedule number 80

Di = 1,500 in = 0,0381 m

Do = 1,900 in = 0,0483 m

A = 0,00114 m^2

- **Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran**

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\textit{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0{,}0026 \ m^3/s}{0{,}0011 \ m^2} = 2{,}2513 \ m/s$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{0{,}0483 \ m \times 2{,}2513 \ m/s \times 767{,}0 \ Kg/m^3}{0{,}0482 \ Kg/m.s}$$

$$= 1727{,}3192$$

Jenis Aliran : Laminer

Nozzle untuk memasukan larutan CH_3ONa-Metanol (Nozzle B)

- Bahan Masuk = 498,8654 Kg/jam

  = 1099,7986 lbm/jam

  ρ Campuran = 0,8215 Kg/L = 51,2829 lbm/ft^3

  μ Campuran = 0,0008 Kg/m.s = 5,63E-04 lbm/ft.s

- Rate Volumetrik $= \dfrac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$

$$= \frac{1099{,}7986 \ lbm/jan}{51{,}2829 \ lbm/ft^3} = 21{,}4457 \ ft^3/jam$$

$$= 0{,}0002 \ m^3/s = 0{,}0060 \ ft^3/s$$

- Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson (hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$\rho_{fluida} = \rho_{campuran} = 821{,}5 \ Kg/m^3$

sehingga kecepatan liquida sebesar 3,10 m/s = 10,170 ft/s

- Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0{,}0060 \quad ft^3/s}{10{,}1705 \quad ft/s}$$

$$= 0{,}0006 \quad ft^2$$

b. Diameter Pipa $= \sqrt{\dfrac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$

$$= \sqrt{\frac{0{,}0006}{0{,}25 \quad x \quad 3{,}14}} = 0{,}0273 \quad ft$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{0{,}0083 \quad m \quad x \quad 3{,}1000 \quad m/s \quad x \quad 821{,}48 \quad Kg/m^3}{0{,}0008 \quad Kg/m.s}$$

$$= 25.295{,}8842$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen.*

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997, dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$Di_{optimum} = 293{,}0 \quad x \quad (\textit{rate volumetric})^{0{,}53} \quad x \quad \rho^{-0{,}37}$$

$$= 293{,}0 \quad x \, (\quad 0{,}1386 \quad)^{0{,}53} \quad x \, (\quad 821{,}5 \quad)^{-0{,}37}$$

$$= 8{,}5814 \quad mm = 0{,}3378 \quad in$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 0,364 in *schedule number* 40

Di = 0,364 in = 0,0092 m

Do = 0,540 in = 0,0137 m

A = 6,720E-05 m^2

- **Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran**

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\textit{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0{,}0002 \ \ m^3/s}{6{,}72E\text{-}05 \ \ m^2} = 2{,}5102 \ \ m/s$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{0{,}0092 \ m \ \times \ 2{,}5102 \ m/s \ \times \ 821{,}5 \ Kg/m^3}{8{,}382E\text{-}04 \ Kg/m.s}$$

$$= 22.746{,}0656$$

Jenis Aliran : turbulen

Nozzle untuk pengeluaran produk (Nozzle C)

- Bahan Masuk = 7.585,56 Kg/jam
  = 16.723,12 lbm/jam

Komposisi	Berat (kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Trigliserida	22,4163	0,0030	0,8800	3,07E-03
Metil Ester	337,6919	0,0445	0,7167	6,99E-02
H_2O	6892,2909	0,9086	0,9965	8,50E-03
CH_3OH	248,9890	0,0328	0,7867	2,43E-04
CH_3ONa	13,3517	0,0018	2,0440	2,00E-02
Gliserol	39,9825	0,0053	1,2210	1,22E+00
Sabun	30,8336	0,0041		
Jumlah	7585,5559	1,0000	0,9758	0,0173

ρ Campuran = 0,9758 Kg/L = 60,9164 lbm/ft^3

μ Campuran = 0,0173 Kg/m.s = 0,0116 lbm/ft.s

(Joback Method)

- Rate Volumetrik $= \dfrac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$

$$= \frac{16.723{,}1168 \ \ lbm/jam}{60{,}9164 \ \ lbm/ft^3}$$

$$= 274{,}5256 \ \ ft^3/jam$$

$$= 0{,}0022 \ \ m^3/s$$

- Trial Kecepatan Fluida

  Menentukan Kecepatan fluida

  Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan menurut simpson (hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

  $\rho_{fluida} = \rho_{campuran} = 975{,}8 \ Kg/m^3$

  sehingga kecepatan liquida sebesar 3,2187 m/s = 10,5599 ft/s

- Menentukan dimensi Lubang

  a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{Rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0{,}0763 \ ft^3/s}{10{,}5599 \ ft/s}$$

$$= 0{,}0072 \ ft^2$$

  b. Diameter Pipa

$$= \sqrt{\frac{\text{luas aliran pipa}}{0.25 \cdot \pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{0{,}0072}{0{,}25 \times 3{,}14}}$$

$$= 0{,}0959 \ ft$$

  c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{0{,}0292 \ m \times 3{,}2187 \ m/s \times 975{,}79 \ Kg/m^3}{0{,}0173 \ Kg/m.s}$$

$$= 5301{,}0262$$

  Aliran fluida termasuk jenis aliran *tubulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen.*

  d. Menentukan Diameter Optimum

  Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997, dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$Di_{optimum} = 293{,}0 \times (\textit{rate volumetric})^{0{,}53} \times \rho^{-0{,}37}$$

$$= 293{,}0 \times (2{,}1071)^{0{,}53} \times (975{,}8)^{-0{,}37}$$

$$= 34{,}0690 \ mm = 1{,}3413 \ in$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 1,380 in schedule number 40

Di = 1,380 in = 0,0351 m

Do = 1,660 in = 0,0422 m

A = 9,648E-04 m^2

- **Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran**

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\textit{Rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0{,}0022 \ m^3/s}{9{,}65E\text{-}04 \ m^2} = 2{,}2382 \ m/s$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$ (Geankoplis. 1997)

$$= \frac{0{,}0422 \ m \times 2{,}2382 \ m/s \times 975{,}8 \ Kg/m^3}{1{,}732E\text{-}02 \ Kg/m.s}$$

$$= 5316{,}3916$$

Jenis Aliran : Turbulen

Nozzle untuk Handhole (Nozzle D)

Lubang handhole dibuat berdasarkan standart yang ada yaitu : 6 in

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi manhole :

- Ukuran Pipa nominal (NPS)	:	6	in
- Diameter luar pipa (A)	:	11	in
- Ketebalan Flange minimun (T)	:	1	in
- Diameter bagian lubang menonjol (R)	:	8 1/2	in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K	:	6,63	in
- Diameter hubungan pada alas (E)	:	7 9/16	in
- Panjang julukan (L)	:	3 1/2	in
- Diameter dalam Flange (B)	:	6,07	in
- Jumlah lubang Baut	:	8	buah
- Diameter lubang Baut	:	3/4	in
- Keliling lubang baut	:	9 1/2	in
- Berat total handhole	:	24	lb

Nozzle untuk pendingin (Nozzle E & F)

Lubang untuk masukan air pendingin dan keluaran air pendingin dianggap sama dengan tebal jaket yaitu 0,0048 m sehingga dapat ditentukan Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi nozzle :

- Ukuran Pipa nominal (NPS)	:	1/2	in
- Diameter luar pipa (A)	:	3 1/2	in
- Ketebalan Flange minimun (T)	:	7/16	in
- Diameter bagian lubang menonjol (R)	:	1 3/8	in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	:	0,84	in
- Diameter hubungan pada alas (E)	:	1 3/8	in
- Panjang julukan (L)	:	1 7/8	in
- Diameter dalam Flange (B)	:	0,62	in
- Jumlah lubang Baut	:	4	buah
- Diameter lubang Baut	:	5/8	in
- Keliling lubang baut	:	2 5/8	in
- Berat total manhole	:	2	in

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi flange dengan type Welding neck dengan dimensi nozzle sbb :

Nozzle A. Nozzle untuk memasukkan produk dari Dekanter I

Nozzle B. Nozzle untuk memasukkan larutan CH_3ONa dan metanol

Nozzle C. Nozzle untuk pengeluaran produk

Nozzle D. Nozzle untuk Handhole

Nozzle E. Nozzle untuk pemasukan pendingin dalam jaket

Nozzle F. Nozzle untuk keluaran air dari jaket

maka :

Dimensi	Nozzle A	Nozzle B	Nozzle C	Nozzle D	Nozzle E	Nozzle F
	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)
NPS	2,5	2	3	6	1/2	1/2
A.	7	6	7 1/2	11	3 1/2	3 1/2
T	7/8	3/4	1 5/16	1	7/16	7/16
R	4 1/8	3 5/8	5	8,5	1 3/8	1 3/8
E	3 9/16	3 1/16	4 1/4	6,63	1 3/8	1 3/8
K	2,88	2,38	3,5	7,563	0,84	0,84
L	2 3/4	2 1/2	2 3/4	3 1/2	1 7/8	1 7/8
B.	2,47	2,07	3,07	6,07	0,62	0,62
ΣH	4	4	4	8	4	4
DH	5/8	5/8	5/8	3/4	5/8	5/8
CH	5 1/2	4 3/4	6	9,5	2 5/8	2 5/8
W	8	6	10	24	2	2

Dimana :

NPS = Ukuran pipa nominal (in)

A. = Diameter luar flange (in)

T = Ketebalan Flange minimun (in)

R = Diameter bagian lubang menonjol (in)

K = Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)

E = Diameter hubungan pada alas (in)

L = Panjang julukan (in)

B. = Diameter dalam Flange (in)

ΣH = Jumlah lubang Baut

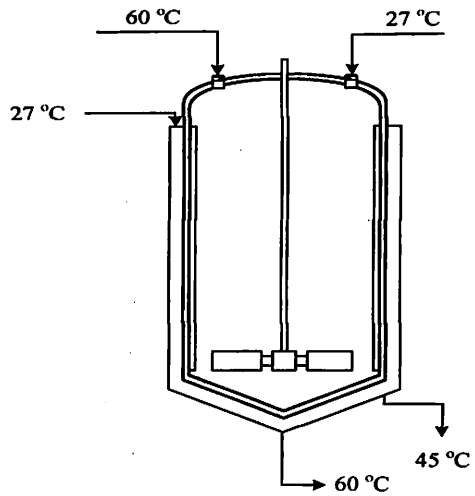
DH = Diameter lubang Baut

CH = Keliling lubang baut

W = Berat total manhole

6.4. Perhitungan dimensi jaket pendingin

A. Dasar perancangan jaket



- **Menghitung Volume Air pendingin**

Rate Pendingin Masu = 3.340,38 Kg/jam

= 7.364,20 lbm/jam

Densitas Air pada 27 °C = 996,5000 Kg/m^3 (Perry 7th, 1997)

= 62,2093 lbm/ft^3

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{Rate Pendingin Masuk}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{7364{,}1959 \text{ lbm/jam}}{62{,}2093 \text{ lbm/ft}^3} = 118{,}378 \text{ ft}^3\text{/jam}$$

Volume pending = 118,378 ft^3/jam x 0,5 jam

= 59,1888 ft^3

- **Menghitung tekanan design**

$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatis}$

$$P_{hidrostatis} = \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32{,}174}$$ (Geankoplis, 1997)

$$= \frac{62{,}2093 \text{ lbm/ft}^3 \times 32{,}174 \text{ ft/s}^2 \times 9{,}9761 \text{ ft}}{144 \times 32{,}174}$$

= 4,3098 psia

$P_i = P_{operasi} + P_{hidrostatis}$

= 14,696 + 4,3098 - 14,696 = 4,310 psig

- **Menghitung diameter jaket (di_j)**

V_{jaket} = V dibadan silinder + V ditutup bawah

$$V_{jaket} = \frac{\pi}{4} \times L_{ls} \times \left| di_j^{\,2} - di_M^{\,2} \right| + \left| \frac{\pi \times D_T^3}{24 \tan 1/2\,\alpha} \right|$$

$$59{,}189 = \frac{\pi}{4} \times 9{,}9761 \times \left| di_j^{\,2} - 7{,}00^{\,2} \right| + \frac{\pi}{24} \times \left| \frac{di_j^{\,3} - 7{,}00^{\,3}}{1{,}7321} \right|$$

$$59{,}189 = 7{,}831 \times \left| di_j^{\,2} - 7{,}00^{\,2} \right| + 0{,}0755 \times \left| di_j^{\,3} - 7{,}00^{\,3} \right|$$

$$59{,}189 = \left| 7{,}831\ di_j^{\,2} - 383{,}7296 \right| + \left| 0{,}0755\ di_j^{\,3} - 25{,}9083 \right|$$

$$59{,}189 + 383{,}7296 + 25{,}9083 = 7{,}8312\ di_j^{\,2} + 0{,}0755\ di_j^{\,3}$$

$$468{,}8268 = 7{,}8312\ di_j^{\,2} + 0{,}0755\ di_j^{\,3}$$

$$di_j = 7{,}4540 \text{ ft} = 89{,}4480 \text{ in}$$

- **Menghitung tebal jaket (t_j)**

Dimana di_j = de = 89,4480 in

$$t_j = \frac{Pi \times de}{2(f \times E) - (0{,}6 \times Pi)} + C$$

$$= \frac{4{,}3098 \times 89{,}4480}{2 \times (15000 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 4{,}3098)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}0786 \text{ in} \approx 0{,}1875 \text{ in } (3/16) = 0{,}0048 \text{ m}$$

$$do_j = di_j + 2.t_j$$

$$= 89{,}4480 + 0{,}3750$$

$$= 89{,}8230 \text{ in} = 7{,}4853 \text{ ft} = 2{,}2815 \text{ m}$$

Standarisasi do_j = 102 in = 2,5908 m

icr = 6 1/8 in (Brownell and Young, 1959)

r = 96 in

di_j baru = do_j - $2.t_j$

= 102 - 0,3750

= 101,6250 in = 8,4688 ft = 2,5813 m

- **Menghitung tebal tutup bawah (thb_j)**

$$t_{hbj} = \frac{Pi \times de}{2(f \times E) - (0,6 \times Pi) \cos 1/2\ \alpha} + C$$

Dimana cos 1/2 α = 0,5

$$= \frac{4,3098 \times 89,4480}{2 \times \left| 15000 \times 0,8 \right) - \left| 0,6 \times 4,3098 \right| \times 0,5} + \frac{1}{16}$$

= 0,0321 in = 0,00082 m = 3/16 in

= 0,0048 m

- Menghitung tinggi tutup bawah (hb_j)

$$hb_j = \frac{0,5 \times D_T}{\tan 1/2\ \alpha} = \frac{0,5 \times 89,8230\ in}{1,7321}$$

= 25,9289 in = 0,6586 m = 2,1607 ft

Dari Brownell tabel 5,4 hal 87 diketahui :

sf = 1,5 in

maka tinggi tutup bawah jaket

$hb_j = hb_j + sf$

= 25,9289 + 1,5

= 27,4289 in = 0,6967 m = 2,2857 ft

maka tinggi jake = $L_{ls} + hb_j$

= 9,9761 + 2,2857

= 12,2618 ft = 3,7374 m = 147,1418 in

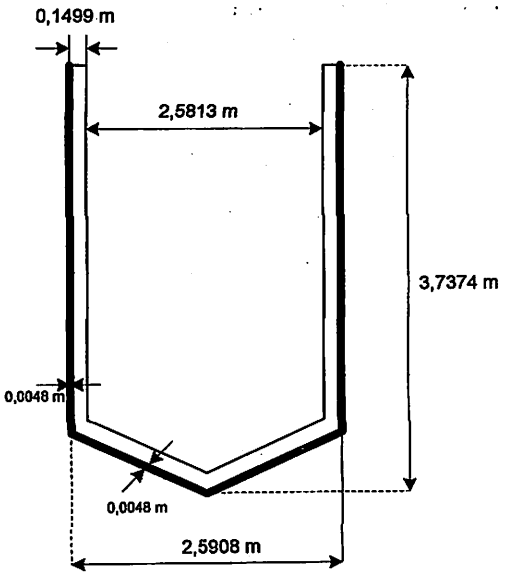
Ruang air pendingin = |dij jaket - doj silinder| / 2

pada jaket = |2,5813 m - 2,2815 m| / 2

= 0,1499 m

Dimensi jaket :

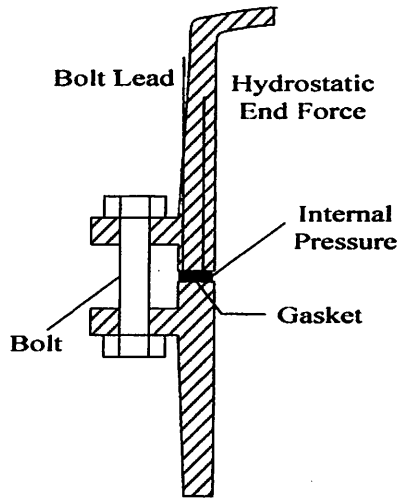
Bahan jaket	:	*Low Alloy Steel SA-302 grade A*			
Diameter dalam (di_j)	:	101,6250	in	2,5813	m
Diameter luar (do_j)	:	102,0000	in	2,5908	m
Tinggi Jaket (T_j)	:	147,1418	in	3,7374	m
Tebal jaket (t_j)	:	3/16	in	0,0048	m
Tebal tutup bawah (t_{hbj})	:	3/16	in	0,0048	m
Tinggi tutup bawah (hb_j)	:	27,4289	in	0,6967	m
Ruang air pendingin	:	5,901	in	0,1499	m



Gambar 6.6. Dimensi dari jaket reaktor

6.5. Perancangan dimensi gasket, bolting dan flange tangki reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan dengan flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor



Gambar 6.7. Gasket dan Bolt

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Tebal silinder (ts) = 3/16 in
- Diameter dalam Silinder (Di) = 83,6250 in
- Diameter luar Silinder (Do) = 84 in
- Tekanan Internal tangki (Pi) = 4,3098 psig
- Stress yantg diijinkan (f) = 18750 lb/in^2
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 1/16

Flange

Dari Brownel & YoungHal 242, didapatkan :

- Bahan Kontruksi = *ASTM A-201, grade B*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750 lb/in^2
- Type Flange = Ring flange loose type

Bolting

Dari Brownel & Young, App D-4 Hal 344, didapatkan :

- Bahan Kontruksi = *ASTM A-193, grade B-7*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 20000 lb/in^2

Gasket

Dari Brownel & Young, Hal 228, didapatkan :

- Bahan Konstruksi = *Asbestos*
- Gasket faktor = 3,75
- Min design seating stress (y = 9000 psia

A. Perancangan Gasket

- Perhitungan lebar gasket

Dari Brownel & Young, persamaan 12,2 hal 226 didapatkan :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - p \times m}{y - p \times (m-1)}}$$

Dimana : do = diamter luar gasket

di = diameter dalam gasket

y = yield stress 9000 psia (Brownell and Young, 1959)

p = internal preassure

$|4{,}3098 + 14{,}696| = 19{,}0058$ psia

m = gasket faktor = 3,75 (Brownell and Young, 1959)

Diketahui di gasket = do shell = 2,1336 m = 84 in

Sehingga :

$$\frac{do}{84} = \sqrt{\frac{9000 - |19{,}0058 \times 3{,}75|}{9000 - 19{,}0058 \times |3{,}75 + 1|}}$$

do = 84,0895

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{do - di}{2} = \frac{84{,}0895 - 84}{2}$$

$$= 0{,}0448 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{0{,}7164}{16} = \frac{1}{8} \text{ in}$$

Diambil gasket yang (n) 1/8 in

Diameter rata-rata gasket (C :

= di + n

= 84 + 1/8

= 84,1250 in = 7,0104 ft

- Menghitung beban gasket (Wm_2)

Beban gasket supaya tidak bocor (Hy) sesuai rumus persamaan 12,88 hal 240, Brownel & Young adalah

$Wm_2 = Hy = \pi \times b \times G \times y$

Dimana :

b = lebar efektif gasket

G = diameter rata-rata gasket = 84,1250 in

y = yield stress = 9000 psia (Brownell and Young, 1959)

Dari Brownel & Young, persamaan 12.11 hal 229 didapatkan :

$b = bo$ saat $bo \leq 0,25$ in

$b = \sqrt{\frac{bo}{2}}$ $bo > 0,25$ in

Lebar setting bawah gasket $= \frac{n}{2} = \frac{1/8}{2} = \frac{1}{16}$ in

$b = bo = 0,0625$ in

Sehingga didapatkan Hy

$Wm_2 = \pi \times b \times G \times y$

$= 3,14 \times 0,0625 \times 84,1250 \times 9000$

$= 148585,7813$ lb

- Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja (Wm_1)

Dari Brownel & Young, persamaan 12.91, 12,90, dan 12,89 hal 240 didapatkan :

$Wm_1 = H + Hp$

□ Beban untuk menjaga sambungan (Hp)

$Hp = 2 \times \pi \times b \times G \times m \times p$

$= 2 \times 3,14 \times 0,0625 \times 84,1250 \times 3,75 \times 19,0058$

$= 2353,3208$ lb

□ Beban karena tekanan dalam (H)

$H = \pi/4 \times G^2 \times p$ (Brownell and Young, 1959)

$= \frac{3,14}{4} \times \left| 84,1250 \right|^2 \times 19,0058$

$= 105585,6594$ lb

Sehingga didapatkan total berat beban pada kondisi operasi (Wm_1) sebagai berikut

$Wm_1 = H + Hp$

$= \left| 105585,6594 + 2353,3208 \right|$ lb

$= 107938,9802$ lb

dapat dilihat $Wm_2 > Wm_1$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adal: Wm_2

B. Perancangan Bolting (Baut)

- **Perhitungan luas minimum bolting area**

$$Am_2 = \frac{Wm_2}{fb} = \frac{148585,7813 \text{ lb}}{20000 \text{ lb/in}^2} = 7,4293 \text{ in}^2$$

Dari Brownel & Young, persamaan 10.4 hal 188 untuk ukuran baut didapatkan :

Ukuran baut	=	1 1/4	in
Root area	=	0,890	in
Bolt spacing minimum (Bs)	=	2 13/16	in
Minimum radial distance ( )	=	2 1/2	in
Edge distange (E)	=	1 1/4	in
Nut dimension	=	2	in
	=	9/16	in

$$\text{Jumlah bolting optimum} = \frac{Am_2}{\text{Root area}}$$

$$= \frac{7,4293 \text{ in}^2}{0,8900 \text{ in}}$$

$$= 8,3475 \approx 9 \text{ buah}$$

Evaluasi lebar gasket

Ab actual = jumlah bolt x root area

Ab actual = 9 x 0,89 in

Ab actual = 8,010 in

- Lebar gasket minimum (W)

$$W = \text{Ab actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times G \times y}$$

$$= 8,010 \times \frac{20000}{2 \times 3,14 \times 84,1250 \times 9000}$$

$$= 0,0337 \text{ in}$$

Disini dapat dilihat bahwa nilai W < lebar gasket yang telah ditentukan (0,0625 in) sehingga lebar gasket telah memadai.

C. Perancangan Flange

- Menghitung diameter luar flange (A)

  Flange OD = Bolt circle diameter + 2E

  = C + 2E (Browell & Young.1959)

  Dari dimensi baut didapatkan :

  Minimum radial distance (R = 2 1/2 in = 2,5 in

  Edge distange (E) = 1 1/4 in

- Menentukan bolt circle diameter (C) :

  C = di gasket + 2 | 1,415 go + R |

  Dimana :

  - di gasket = 83,6250 in
  - go = tebal shell (ts) = 0,1875 in

  Maka bolthing cicle diameter (C) :

  C = 83,6250 + 2 | 1,415 x 0,1875 + 2,5 |

  = 89,1556 in

  Flange OD = Bolt circle diameter + 2E

  = 89,1556 + | 2 x 1 |

  = 91,6556 in

- Perhitungan moment

  Total moment pada kondisi operasi :

  $Mo = M_D + M_G + M_T$

  Dari Brownell & Young, persamaan 12.94 hal 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

  fa = Alloweble stress bolt pada temperatur ruangan

  = 15000 lb/in^2 pada suhu 27 °C (80,6 °F)

  (Brownell and Young, 1959)

$$W = \left| \frac{Am_2 + Ab}{2} \right| \times fa$$

$$= \left| \frac{7{,}4293 + 8{,}010}{2} \right| \times 15000$$

$$= 115794{,}668 \text{ lb}$$

* Jarak Radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

Dari Brownell & Young, persamaan 12,101 hal 242 :

$$h_G = \frac{C - G}{2} = \left| \frac{89{,}1556 - 84{,}1250}{2} \right| \text{ in}$$

$$= 2{,}5153 \text{ in}$$

* Momen Flange (Ma)

Dari Brownell & Young, persamaan hal 243 :

$$Ma = W \times h_G$$

$$= 115794{,}668 \times 2{,}5153$$

$$= 291259{,}7758 \text{ lb.in}$$

Dalam Kondisi operasi :

$$W = Wm_2 = 115794{,}668 \text{ lb}$$

* Menghitung momen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

Tekanan Hidrostatik pada daerah flange (H_D)

$$H_D = 0{,}785 \times B^2 \times P$$

Dimana : B = do shell = 84 in

P = tekanan operasi = 19,0058 psia

Maka :

$$H_D = 0{,}785 \times \left| 84 \right|^2 \times 19{,}0058$$

$$= 105272{,}12 \text{ lb}$$

Jarak jari-jari dari bolt circle pada H_D (h_D)

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \left| \frac{89{,}1556 - 84}{2} \right| = 2{,}5778 \text{ in}$$

Moment komponen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 105272{,}12 \times 2{,}5778$$

$$= 271371{,}7775 \text{ lb.in}$$

* Menghitung komponen moment ke M_G

$M_G = H_G \times h_G$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatis total :

$H_G = W - H$

$= Wm_2 - H$

$= 115794{,}668 \text{ lb} - 105585{,}66 \text{ lb}$

$= 10209{,}0086 \text{ lb}$

Sehingga

$M_G = H_G \times h_G$

$= 10209{,}0086 \text{ lb} \times 2{,}5153 \text{ in}$

$= 25678{,}8469 \text{ lb.in}$

* Menghitung komponen moment ke M_T

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 :

$M_T = H_T \times h_T$

Perbedaan antara hidrostatis total dengan gaya hidrostatis dalam area flange (HT)

* Menghitung komponen moment ke M_T

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 :

$M_T = H_T \times h_T$

Perbedaan antara hidrostatis total dengan gaya hidrostatis dalam area flange (H_T)

$H_T = H - H_D$

$= 105585{,}6594 - 105272{,}12 = 313{,}5430 \text{ lb}$

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{2{,}5778 + 2{,}5153}{2} = 2{,}5466 \text{ in}$$

Sehingga,

$M_T = H_T \times h_T$

$= 313{,}5430 \times 2{,}5466$

$= 798{,}45681 \text{ lb.in}$

* Moment total pada keadaan operasi (Mo)

$Mo = M_D + M_G + M_T$

$= 271371{,}7775 + 25678{,}8469 + 798{,}45681$

$= 297849{,}0813 \text{ lb.in}$

- Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 didapatkan

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_o}{f \times B}} \qquad \text{dan} \qquad k = A/B$$

Dimana :

A = diameter luar flange 91,6556 in

B = diameter luar silind 84 in

f = stress yang diijinkan untuk bahan flange 18750 lb/in^2

Maka :

$$k = A/B$$

$$= \frac{91,6556}{84} = 1,0911$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12,22 hal 238 dapat disimpulkan ;

Y = 33

M_{mix} = Mo = 297849,0813 lb.in

Sehingga tebal Flange :

$$t = \sqrt{\frac{33 \times 297849,0813}{18750 \times 84}}$$

$$= 2,4981 \text{ in} = 0,2082 \text{ ft}$$

Kesimpulan perancangan :

1. **Gasket**
   - Bahan Konstruksi = *Asbestos*
   - Gasket faktor = 3,75
   - Min design seating stress (y) = 9000 psia
   - Lebar gasket = 1/8 in
2. **Bolthing**
   - Bahan Kontruksi = *ASTM A-193, grade B-7*
   - Tensile Strength minimum = 75000 psia
   - Allowable stress (f) = 20000 lb/in^2
   - Ukuran baut = 1 1/4 in
   - Jumlah baut = 9 buah
   - Bolt spacing minimum (Bs) = 2 13/16 in
   - Min. Radial distance (R) = 2 1/2 in
   - Edge distange (E) = 1 1/4 in
3. **Flange pada tangki**
   - Bahan Kontruksi = *ASTM A-201, grade B*
   - Tensile Strength minimum = 75000 psia
   - Allowable stress (f) = 18750 lb/in^2
   - Type Flange = *Ring flange loose type*
   - Tebal Flange = 2,4981 in = 0,0635 m

6.6. Perancangan sistem penyangga reaktor

A. Menentukan berat total reaktor

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi	=	*low Alloy Steel SA-302 grade A*			
- Tebal slinder (ts)	=	0,1875	in	0,0156	ft
- Diameter dalam slinder (Di)	=	83,6250	in	6,9688	ft
- Diameter luar slinder (Do)	=	84	in	7,0000	ft
- Tekanan internal tangki (Pi)	=	2,9098	psig	9,5464	ft
- Tinggi badan slinder	=	119,7129	in	9,9761	ft
- Stres yang diizinkan (f)	=	18750	lb/in^2		
- Faktor korosi yang dipakai	=	1/16	in		

1. Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk membuat reaktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-118 (Perry 7th,1997), yaitu :

ρ = densitas bahan konstruk = 481 lb/ft^3

$$Ws = \frac{\pi}{4} \times D_o^2 - D_i^2 \times H \times \rho$$ (Wallas, 1988)

Berat shell reaktor :

$$Ws = \frac{\pi}{4} \times \left| 7{,}0000 \right|^2 - \left| 6{,}9688 \right|^2 \quad 9{,}9761 \times 481$$

$= 1644{,}3032$ lb

$= 745{,}8395$ Kg

2. Menentukan berat tutup atas reaktor

Tutup atas berbentuk *standard dished*

tha = 0,0048 m = 0,1875 in = 0,0156 ft

$V_{tutup\ dalam\ atas} = 0{,}0847 \times D_i^3$

$= 0{,}0847 \times \left| 7{,}0000 \right|^3$

$= 29{,}0521$ ft

$V_{tutup\ atas\ luar} = 0{,}0847 \times (D_i + tha)^3$

$= 0{,}0847 \times \left| 7{,}0000 + 0{,}0156 \right|^3$

$= 29{,}2471$ ft

$V_{dinding\ tutup\ atas} = V_{tutup\ atas\ luar} - V_{tutup\ dalam\ atas}$

$= 29{,}2471 - 29{,}0521$

$= 0{,}1950$ ft

Berat tutup atas :

$W_{tutup\ atas} = V_{dinding\ tutup\ atas} \times \rho_{steel}$

$= 0{,}1950 \times 481$

$= 93{,}7844$ lb

$= 42{,}5397$ Kg

3. Menentukan berat tutup bawah reaktor

Tutup atas berbentuk *standard dished*

$t_{hb} = 0{,}0048$ m $= 0{,}1875$ in $= 0{,}0156$ ft

Tan (0,5α) = 1,7321

$$V_{tutup\ dalam\ bawah} = \frac{\pi}{24} \times \frac{D_T^3}{\tan 1/2\ \alpha}$$

$$= \frac{3{,}14}{24} \times \frac{\left[7{,}0000\right]^3}{1{,}7321}$$

$= 25{,}9083$ ft

$$V_{tutup\ bawah\ luar} = \frac{\pi}{24} \times \frac{(D_i + tha)^3}{\tan 1/2\ \alpha}$$

$$= \frac{3{,}14}{24} \times \frac{\left[7{,}0000 + 0{,}0156\right]^3}{1{,}7321}$$

$= 26{,}0822$ ft

$V_{dinding\ tutup\ bawah} = V_{tutup\ bawah\ luar} - V_{tutup\ dalam\ bawah}$

$= 26{,}0822 - 25{,}9083$

$= 0{,}1739$ ft

Berat tutup atas :

$W_{tutup\ bawah} = V_{dinding\ tutup\ bawah} \times \rho_{steel}$

$= 0{,}1739 \times 481$

$= 83{,}6359$ lb

$= 37{,}9364$ Kg

4. Menentukan berat larutan dalam reaktor

$W_{larutan}$ = 3792,7780 Kg

= 8361,558367 lbm

5. Menentukan berat poros pengaduk

Dari perhitngan dimensi poros pengaduk diperoleh data :

- Panjang poros pengaduk (Lps) = 2,5499 m = 8,3658 ft
- Diameter poros pengaduk (Dps) = 0,0750 m = 0,2461 ft

$$W_{poros\ pengaduk} = \frac{\pi}{24} \times Dps^2 \times Lps \quad \rho$$

$$= \frac{\pi}{24} \times \left| 0{,}2461 \right|^2 \times 8{,}3658 \times 481$$

= 31,8933 lb

= 14,4665 Kg

6. Menentukan Berat Pengaduk

Dari perhitungan dimensi pengaduk diperoleh :

- Diameter Pengaduk (Da = 0,8496 m = 2,7875 ft
- Panjang pengaduk (L) = 0,2124 m = 0,6969 ft
- Lebar Pengaduk (W) = 0,1699 m = 0,5575 ft
- Jumlah blade = 6

$W_{pengaduk}$ = n x Da x L x W x ρ

= 6 x 2,7875 x 0,6969 x 0,5575 x 481

= 3125,3432 lb = 1417,6244 Kg

7. Menentukan Berat Jaket

Dari perhitungan dimensi jaket diperoleh :

- Diameter dalam jaket (d_{ij}) = 2,5813 m = 8,4687 ft
- Diameter luar jaket (d_{oj}) = 2,5908 m = 8,4999 ft
- Tinggi jaket (T_j) = 3,7374 m = 12,2618 ft

$$W_{jaket} = \frac{\pi}{4} \times doj^2 \times dij^2 \times T_j \times \rho$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 8{,}4999^2 - 8{,}4687^2 \times 12{,}2618 \times 481$$

= 2455,0515 lb

= 1113,5868 Kg

8. **Menghitung berat pemanas**

W pendingir = 3340,3773 Kg

9. **Menghitung Berat perlengkapan lainnya (Attacment)**

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlrngkapan seperti Nozzle , flange, baut dan sebagainya dimana dari Brownell & Young 1959, halaman 157 diperoleh :

Wa = 18% x Ws

Dimana :

Wa = berat attachment , lb

Ws = berat shell reaktor = 1644,3032 lb

Sehingga :

Wa = 18% x Ws

= 18% x 1644,3032

= 295,9746 lb

= 134,2511 Kg

10. **Menghitung berat total reaktor**

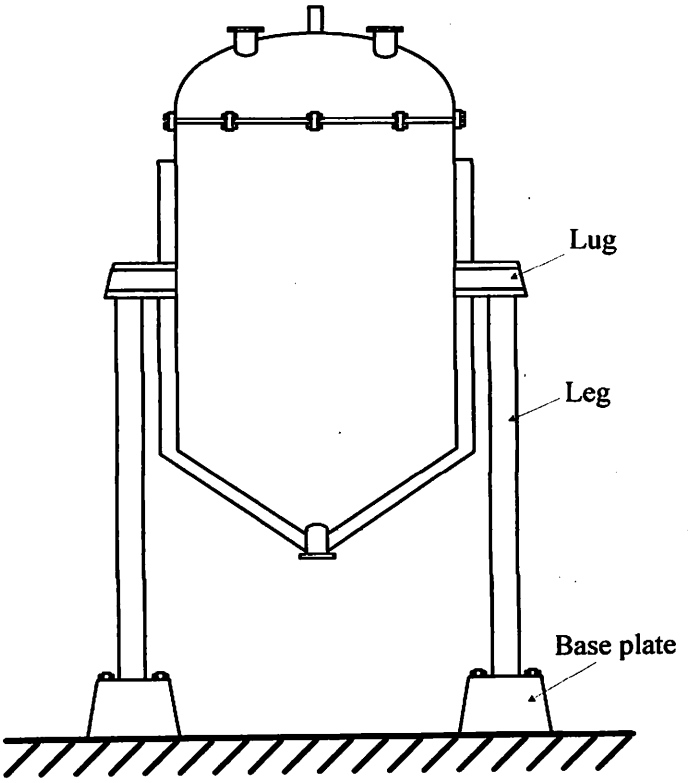
Bagian	Berat (Kg)
Ws	745,8395
$W_{tutup\ atas}$	42,5397
$W_{tutup\ bawah}$	37,9364
$W_{larutan}$	3792,7780
$W_{poros\ pengaduk}$	14,4665
$W_{pengaduk}$	1417,6244
$W_{pendingin}$	3340,3773
W_a	134,2511
W_{jaket}	1113,5868
WT	10639,3997

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 20% maka berat total beban reaktor adalah :

W total = W_T = | 100% + 20% | x 10639,3997 Kg

= 12767,2797 Kg

B. Perancangan leg support (penyangga)



Gambar 6.7. Penyangga Reaktor

Beban tiap kali kompresi dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal 197 adalah

$$P = \frac{4 \times Pw \times (H-L)}{n \times Dbc} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana :

P = gaya yang bekerja pada I leg

Pw = total beban permukaan karena angin

H = tinggi reaktor dari batas base plate

L = jarak antara vessel dengan base plate

Dbc = diameter bolt circle

n = jumlah penyangga

ΣW = berat total reaktor

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg

Reaktor dirancang nantinya akan diletakkan dalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol)

Maka berlaku : Pw = 0

Untuk penahan dipilih jenis I-beam yang berjumlah 4 buah sehingga gaya yang bekerja pada 1 leg adalah :

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

$$= \frac{12767,2797}{4} = 3.191,8199 \text{ Kg} = 7.036,6862 \text{ lb}$$

Untuk mendapatkan ukuran I-beam didasarkan pada ukuran standard pada Appendik G Brownell & Young halaman 355 yaitu :

Trial ukuran I-beam 3" ukuran 3 x 2 3/8 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu, didapatkan :

- Nominal size = 3 in
- Berat = 5,7 lb
- Area of section (Ay) = 1,64 in^2
- Dept of beam (h) = 3 in
- Widht of flange (b) = 2,33 in
- Axis (r) = 1,23 in
- I_{1-1} = 2,5 in^4

* Menghitung tinggi total reaktor (H)

Jarak antara base plate dengan badan silinder (L) dimbil untuk nilai optimumnya, yaitu : 5 ft

Tinggi Reaktor = 13,4347 ft

Sehingga tinggi total reaktor (H) = 13,4347 + 5

= 18,4347 ft

* Menghitung panjang leg (l)

$$l = 0,5\ H + 2,5 \text{ ft}$$

$$= 0,5 \left| 18,4347 \right| + 2,5$$

$$= 11,7174 \text{ ft} = 140,6084 \text{ in} = 3,5715 \text{ m}$$

* Menentukan bearing capacity (fc)

$$\frac{l}{r} = \frac{140,6084}{2,5} = 56,2434 \text{ in}$$

Karena l/r antara 0-120 maka fc = 15000 psi

$$fc_{aman} = fc - fc_{exsentrik}$$ (Brownell and Young, 1959)

$$= fc - \frac{p(a+0,5b)}{I_{1-1}/0,5b}$$

$$= 15000 - \frac{7036{,}6862 \;\Big|\; 1{,}5 + 0{,}5 \times 2{,}3}{2{,}5 \;/\; 0{,}5 \times 2{,}3}$$

$$= 801{,}5154 \text{ psi} = 801{,}5154 \text{ lb/in}^2$$

* Luas (A) yang dibutuhkan

$$A = \frac{p}{fc_{aman}} = \frac{801{,}5154 \text{ lb}}{7036{,}6862 \text{ lb/in}^2} = 0{,}1139 < Ay$$

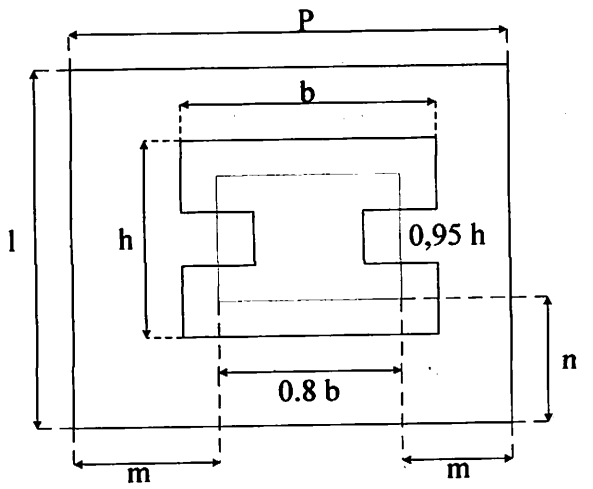
$$\% \text{ beda} = \frac{1{,}64 - 0{,}1139}{1{,}64} \times 100\%$$

$$= 93{,}0546\%$$

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I-beam = 3 in
- Berat = 5,7 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik

C. Perancangan base plate



Perencanaan :

Pada hal 163 Hesse, 1945 base plate dibuat dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar adal: 20%

Material base plate	=	Beton	
Ketahan bearing base plate terhadap stress (1	=	600	lb/in^2
Kedalam beam (h)	=	3	in
Lebar flange (b)	=	2,33	in

* Menghitung luas penampang base plate (A_{bp})

$$A_{bp} = \frac{P}{fc}$$

Dimana :

A_{bp} = luas base plate, in^2

P = beban dari tiap-tiap base plate = 7036,6862 lb

fc = stress yang diterima oleh pondasi

(bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in^2)

(Hesse, 1945)

$$A_{bp} = \frac{7036{,}6862 \quad lb}{600 \quad lb/in^2}$$

$$= 11{,}7278 \quad in^2$$

* Menghitung panjang dan lebar base plate

A_{bp} = p x l

Dimana :

A_{bp} = luas base plate, in^2 = 11,7278 in^2

p = panjang base plate, in = 2 m + 0,95 h (Hesse, 1984)

l = lebar base plate, in = 2 n + 0,8 b (Hesse, 1984)

Diasumsikan m = n (Hasse, hal 163)

Maka :

$$A_{bp} = \left| 2\,m + 0{,}95\,h \right| \times \left| 2\,n + 0{,}8\,b \right|$$

$$11{,}7278 = 2m + \left| 0{,}95 \quad 3 \right| \times 2n + \left| 0{,}8 \times 2{,}33 \right|$$

$$= \left| 2m + 2{,}85 \right| \times \left| 2m + 1{,}864 \right|$$

$$11{,}7278 = 4m^2 + 9{,}4280\ m + 5{,}3124$$

$$-6{,}4154 = 4m^2 + 9{,}4280\ m$$

$$m = 1{,}0938 \quad in$$

Panjang base plate (p) $= \left| 2\,m + 0{,}95\,h \right|$

$= \left| 2 \times 1{,}0938 \right| + \left| 0{,}95 \times 3 \right|$

$= 5{,}0376$ in

Lebar base plate (l) $= \left| 2\,n + 0{,}8\,b \right|$

$= \left| 2 \times 1{,}0938 \right| + \left| 0{,}8 \times 2{,}33 \right|$

$= 4{,}0516$ in

Karena nilai p>1, sehingga nilai p dijadikan sebagai acuan supaya A_{bp} baru > Abp

* Menghitung luas penampang base plate baru (A_{bp} baru)

A_{bp} baru = p x l

= 5,0376 x 4,0516

= 20,4101 in^2

* Menghitung harga m dan n baru

m atau n dipakai adalah m atau n yang memiliki nilai yang terbesar

Panjang base plate (p) = | 2 m + 0,95 h |

5,0376 = | 2 x m | + | 0,95 x 3 |

m = 1,0938 in

Lebar base plate (l) = | 2 n + 0,8 b |

4,0516 = | 2 x n | + | 0,80 x 2,33 |

n = 1,0938 in

Karena nilai n = m, sehingga nilai n dijadikan sebagai acuan

* Menghitung stress yang harus ditahan oleh *bearing* (fc')

$$fc' = \frac{P}{A_{bp\ baru}}$$

Dengan :

fc' = Bearing capacity, lb/in^2

P = beban tiap kolom = 7036,6862 lb

A = luas base plate = 20,4101 in^2

Maka :

$$fc' = \frac{7036{,}6862\ lb}{20{,}4101\ in^2}$$

= 344,7653 lb/in^2 < 600 lb/in^2

Karena fc' < fc maka dimensi base plate sudah memenuhi

* Menghitung tebal base plate

Dari Hasse, 1945, hal 163 didapatkan persamaan :

$t = \sqrt{0{,}00015 \times P \times n^2}$

Dimana :

t = tebal base plate , in

P = aktual unit pressure yang terjadi pada base plate

= fc' = 344,7653 psi

Tebal base plate :

$t_{hp} = \sqrt{0{,}00015 \times 344{,}7653 \times |1{,}0938|^2}$

= 0,2487 in

* Menghitung dimensi baut dari base plate

Gaya yang bekerja pada 1 leg (P) = 7036,6862 lb

Jumlah baut pada tiap leg = 4 buah

Beban tiap baut :

$$P_{baut} = \frac{P}{n_{baut}}$$

$$= \frac{7036,6862}{4} = 1759,1715 \text{ lb}$$

Bahan Baut : *Low alloy steel SA-302 Grade A*

Max. Allowable stress (f) = 15000 lb/in^2

$$A_{baut} = \frac{P_{baut}}{f_{baut}}$$

$$= \frac{1759,1715 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 0,1173 \text{ in}^2$$

$$A_{baut} = 1/4 \times \pi \times d_{baut}^2$$

$$0,1173 = 1/4 \times 3,14 \times d_{baut}^2$$

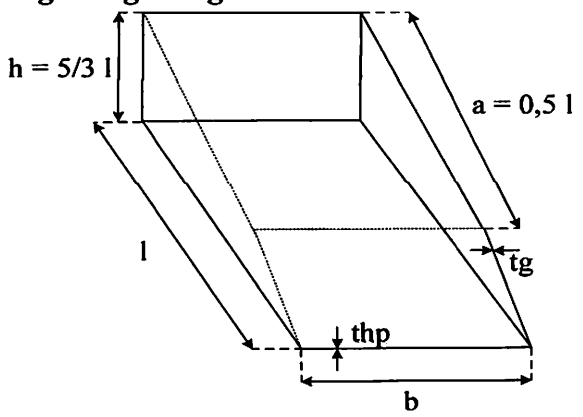
$$d_{baut}^2 = 0,3865 \text{ in}$$

Standarisasi diameter baut dari Bronell & Young, tabel 10.4 hal 188

diperoleh ukuran baut 1/2 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

- Ukuran baut = 1/2 in
- Root area = 0,126 in^2
- Bolt spacing minimum (Bs) = 1 1/4 in
- Minimum radial distance (R = 1 3/16 in
- Edge distange (E) = 5/8 in
- Nut dimension = 7/8 in
- Max. Fillet radius = 1/4 in

D. Perancangan lug dan gusset



Gambar 6.9. Sketsa Lug Support

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plat horisontal (untuk lug) dan 2 buah plat vertikal (untuk gusse

Dari Brownell & Young, 1959, hal 344 didapatkan

Tipe = Double Gusset Plate

Bahan = *Low alloy steel SA-302 grade A*

Max Allowable Stress (= 15000 psi

Menghitung tebal horizontal plate (t_{hp})

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6\ My}{f_{allowable}}}$$

Dimana :

t_{hp} = tebal plate horisontal, in

My = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

$f_{allowable}$ = stress maksimum yang diijinkan 15000 lb/in^2

* Menghitung jumlah moment sepanjang arah radial (My)

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$My = \frac{P}{4\pi} \times \left|(1+\mu) . Ln\ 2.1 / e\pi + (1 - \partial_1)\right|$$

Dimana :

My = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

P = gaya maksimum yang bekerja pada semua baut di bagian atas lug = 7036,6862 lb

μ = *Poisson's Ratio* = 0,3 for steel

e = radius = 0,5 Nut Dimension across flats

∂ = Kostanta dari tabel 10.6

l = panjang lug

* Menentukan gusset spacing (b')

Lebar flange (b) = 2,330 in

Diameter baut (d_{baut}) = 1/2 in

$$b' = b + \left| 2 \times d_{baut} \right|$$
$$= 2 + \left| 2 \times 1/2 \right|$$
$$= 3,3300 \text{ in}$$

* Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta ∂_l

:t). Untuk perancangan lug dengan disertai beban maka nilai dari panjang lug adalah :

$l = b_{I\text{-beam}}$ = lebar flange = 2,330 in

$$\frac{b'}{l} = \frac{3,3300}{2,330} = 1,4292$$

Dari Brownell & Young, 1959, hal 192 didapatkan :

$$\frac{b'}{l} = \frac{3,3300}{2,330} = 1,4292 \Rightarrow \partial_l = 0,1984$$

* Menentukan radius (e)

e = 0,5 x Nut Dimension across flats

= 0,5 x 7/8

= 0,4375

Sehingga dapat dihitung :

$$My = \frac{P}{4\pi} \times \left| (1+\mu) \,.\, \text{Ln } 2.1 / e\pi + (1 - \partial_l) \right|$$

$$= \frac{7036,6862}{12,56} \times 1,3 \times \text{Ln} \frac{2}{1,374} \times \left| 1 - 0,1984 \right|$$

$$= 274,3605 \text{ lb.in}$$

Kemudian tebal horizontal plate (t_{hp}) dapat dihitung :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6\ My}{f_{allowable}}} = \sqrt{\frac{6 \times 274,3605}{15000}} = 0,0549 \text{ in}$$

Menghitung tebal Gusset (tg)

Dari Brownell & Young, 1959, persamaan 10,47 hal 194 didapatkan :

$$t_g = \frac{3}{8} \times t_{hp} = \frac{3}{8} \times 0{,}0549$$

$$= 0{,}0206 \text{ in}$$

Menghitung tinggi gusset (hg)

hg = A + ukuran baut

A = lebar lug

= ukuran baut + 9 in = | 1/2 + 9 | in

= 9,5000 in

hg = A + ukuran baut

= 9,5000 + 1/2 = 10,0000 in

Menghitung tinggi lug (h)

h = hg + 2.thp

= 10,0000 + | 2 x 0,0549 | = 10,1097 in

Kesimpulan perancangan lug dan gusset :

1. **Lug**
   - Lebar = 9,5000 in
   - Tebal = 0,0549 in
   - Tinggi = 10,1097 in
2. **Gusset**
   - Tebal = 0,021 in
   - Tinggi = 10,000 in

6.7 Perancangan pondasi reaktor

Perencanaan :

* Beban total yang harus ditahan pondasi :
  - Berat reaktor total
  - Berat kolom penyangga
  - Berat base plate
* Ditentukan :
  - Masing-masing penyangga diberi pondasi
  - Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar perhitungan :

* Beban tiap kolom (W)

  W = P = 7036,6862 lb

* Menghitung beban base plate (Wbp)

  W_{bp} = p x l x t x ρ

  Dimana :

  - p = panjang base plate = 0,4198 ft
  - l = lebar base plate = 0,3376 ft
  - t = tebal base plate = 0,0207 ft
  - ρ = densitas bahan konstruksi = 481 lb/ft^3

  (Perry 7th,1999)

  Beban yang ditanggung tiap kolom :

  W_{bp} = 0,4198 x 0,3376 x 0,0207 x 481

  = 1,4131 lb

* Menghitung beban penyangga (Wp)

  W_p = L x A x F x ρ

  Dimana :

  - L = tinggi kolom = 3 in = 0,2500 ft
  - A = luas kolom I-beam = 0,1139 in^2 = 0,0008 ft^2
  - F = faktor koreksi = 3,4
  - ρ = densitas dari plate = 481 lb/ft^3

  Beban tiap penyangga :

  W_p = 0,2500 x 0,0008 x 3,4 x 481

  = 0,3234 lb

* Menghitung berat total reaktor dan support

$W_T = W + W_{bp} + W_p$

$= 7036,6862 + 1,4131 + 0,3234$

$= 7038,4227$ lb

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya ada gaya vertikal dari berat kolom untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut dapat diambil :

* Luas pondasi atas = 10 x 10 in
* Luas pondasi bawal = 19 x 19 in
* Tinggi = 15 in
* Luas pondasi rata-rata (A) $= \dfrac{\text{Luas pondasi (atas + bawah)}}{2}$

$= \dfrac{|10 \times 10| + |19 \times 19|}{2}$

$= 230,5 \text{ in}^2$

* Volume pondasi (V = A x T

$= 230,5 \times 15$

$= 3457,5 \text{ in}^3 = 2,0008 \text{ ft}^3$

* Bahan konstruksi pondasi semen-batu-pasir (*stanonosand)*
* Densitas : 137 lb/ft^3 (Perry 7th, 1999)
* Berat Pondasi (W) = V x ρ

$= 2,0008 \times 137$

$= 274,10492$ lbm/jam

$= 124,33125$ Kg

* Menghitung tekanan tanah

Dari Hesse. 1945, halaman 327 pada tabel 12,2 menyatakan bahwa Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Save bearing power minimum = 5 ton/ft^2
- Save bearing power maximum = 10 ton/ft^2

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$P = 10 \text{ ton/ft}^2$

$= 22046 \text{ lbm/ft}^2$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana : W = berat total total - berat pondasi

A = luas bawah pondasi = 230,5 in^2

Sehingga :

$$P = \frac{7038{,}4227 - 137}{230{,}5}$$

$$= 29{,}9411 \ lbm/in^2$$

$$= 4311{,}5179 \ lbm/ft^2 < 22046 \ lbm/ft^2$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (10 x 10) in luas atas dan (19 x 19) in luas bawah dengan tinggi pondasi 15 in dapat digunakan.

Spesifikasi Alat:

Nama alat	=	Reaktor Transesterifikasi II
Kode	=	R-130
Fungsi	=	Untuk mereaksikan Trigliserida dan metanol membentuk metil ester dan glyserol
Type	=	Reaktor mixed flow berebentuk silinder vertikal dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut puncak = 120 °C
Bahan kontruks	=	low Alloy Steel SA-302 grade A
Prinsip kerja	=	Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi antara bahan baku menjadi produk. Reaktor yang digunakan pada pabrik ini adalah rektor jenis mixed flow yang memiliki pengaduk dan jaket pendingin. Bahan baku masuk berupa campuran trigliserida dan metil ester dari reaktor transesterifikasi I yang kemudian direaksikan dengan metanol pada suhu 60°C selama 30 menit. Untuk mengontrol kondisi operasi pada reaktor dipasang instrument yaitu Temperature Control (TC). Setelah terjadi reaksi selama 30 menit maka metil ester akan keluar dan masuk ke dekanter II

1. Bagian Silinder

• Diameter Luar Silinder (Do	=	84	in	2,1336	m
• Diameter Dalam Silinder (I	=	83,6250	in	2,1241	m
• Tinggi Silinder (Ls)	=	119,7129	in	3,0407	m
• Tebal Silinder (ts)	=	3/16	in	0,0048	m
• Tebal tutup atas (tha)	=	3/16	in	0,0048	m
• Tebal tutup bawah (thb)	=	3/16	in	0,0048	m
• Tinggi tutup atas (ha)	=	15,8642	in	0,4030	m
• Tinggi tutup bawah (hb)	=	25,6398	in	0,6513	m
• Tinggi Reaktor (H)	=	161,2168	in	4,0949	m

2. Bagian Pengaduk

- Tipe = *Flat Six Blade Turbin with disk*
- Bahan Konstruksi = *Low Alloy Steel SA-302 grade A*
- Diameter Impeller (Da) = 0,8496 m
- Tinggi Impeller di atas tangki (C) = 0,7080 m
- Lebar Impeller (W) = 0,1699 m
- Panjang Impeller (L) = 0,2124 m
- Lebar Baffle (J) = 0,1770 m
- Jumlah Pengaduk (np) = 1 buah
- Daya (P) = 21 hp
- Panjang poros (L) = 2,5499 m
- Diameter poros (D) = 0,0750 m

3. Nozzle

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi flange dengan type Welding neck dengan dimensi nozzle sbb :

Nozzle A. Nozzle untuk memasukkan produk dari Dekanter I

Nozzle B. Nozzle untuk memasukkan larutan CH_3ONa dan metanol

Nozzle C. Nozzle untuk pengeluaran produk

Nozzle D. Nozzle untuk Handhole

Nozzle E. Nozzle untuk pemasukan pendingin dalam jaket

Nozzle F. Nozzle untuk keluaran air dari jaket

4. Jaket Pemanas

- Bahan Konstruksi = *Low Alloy Steel SA-302 grade A*
- Tebal jaket (tj) = 3/16 in = 0,0048 m
- Diameter dalam slinder (Di) = 101,625 in = 2,5813 m
- Diameter luar slinder (Do) = 102,0000 in = 2,5908 m
- Tekanan internal tangki (Pi) = 4,3098 psig
- Stress yang diijinkan (f) = 15000 lbm/in^2
- Faktor Korosi yang dicapai (C = 1/16 in = 0,0016 m

maka :

Dimensi	Nozzle A	Nozzle B	Nozzle C	Nozzle D	Nozzle E	Nozzle F
	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)
NPS	2,5	2	3	6	1/2	1/2
A.	7	6	7 1/2	11	3 1/2	3 1/2
T	7/8	3/4	1 5/16	1	7/16	7/16
R	4 1/8	3 5/8	5	8,5	1 3/8	1 3/8
E	3 9/16	3 1/16	4 1/4	6,63	1 3/8	1 3/8
K	2,88	2,38	3,5	7,563	0,84	0,84
L	2 3/4	2 1/2	2 3/4	3 1/2	1 7/8	1 7/8
B.	2,47	2,07	3,07	6,07	0,62	0,62
ΣH	4	4	4	8	4	4
DH	5/8	5/8	5/8	3/4	5/8	5/8
CH	5 1/2	4 3/4	6	9,5	2 5/8	2.5/8
W	8	6	10	24	2	2

5. Flange

- Bahan kontruksi = ASTM A-201, grade B
- Tensile Strenght Minim = 75000 psia
- Type Flange = Ring flange loose type
- Tebal Flange = 2,4981 in = 0,0635 m
- Allowable stress = 18750 lbm/in^2

6. Bolting

- Bahan kontruksi = ASTM A-193, grade B-7
- Tensile Strenght Minimum = 75000 psia
- Allowable stress = 20000 lbm/in^2
- Ukuran baut = 1 1/4 in
- Jumlah baut = 9 buah
- Bolt Spacing Minimum (Bs = 2 13/16 in
- Min. Radial Distance (R) = 2 1/2 in
- Edge Distange (E) = 1 1/4 in

7. Gasket

- Bahan Kontrukasi = Asbestos
- Gasket Faktor = 3,75
- Min. Desgn Seating stress = 9000 psia
- Lebar Gasket = 1/8 in

8. Penyangga

- Jenis = I-beam
- Ukuran = 3 x 2 3/8 in
- Nominal size = 3 in
- Berat = 5,7 lb
- Area of Section (Ay) = 1,64 in^2
- Depth of Beam = 3 in
- Widht of Beam (b) = 2,33 in
- Axis (r) = 1,23 in
- I_{1-1} = 2,50 in^4
- Tinggi Penyangga = 140,6084 in
- Jumlah penyangga = 4 buah

9. Base Plate

- Panjang base plate (p) = 5,0376 in
- Lebar base plate (l) = 4,0516 in
- Luas Penampang (Abp) = 20,4101 in^2
- Tebal (tbp) = 0,2487 in
- Ukuran Baut = 1/2 in
- Root Area = 0,1260 in
- Bolt Spacing Minimum (Bs) = 1 1/4 in
- Minimum Radial Distance (R = 1 3/16 in
- Edge Distange (E) = 5/8 in
- Nut Dimention = 7/8 in
- Max. Fillet Radius = 1/4 in

10. Lug dan Gusset

a. Lug

- Lebar = 9,5000 in
- Tebal = 0,0549 in
- Tinggi = 10,1097 in

b. Gusset

- Tebal = 0,021 in
- Tinggi = 10,000 in

11. Pondasi

- Luas pondasi atas = 10 x 10 in
- Luas Pondasi bawah = 19 x 19 in
- Tinggi = 15 in
- Bahan Kontruksi = *semen-batu-pasir*

BAB VII
INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Sebuah produk memiliki kualitas dan kuantitas sesuai dengan yang diharapkan, memerlukan adanya peralatan atau instrumentasi yang berfungsi sebagai pengontrol jalannya proses. Selain itu perlu adanya peran dari Sumber Daya Manusia yang juga menentukan dalam suatu produksi, dengan adanya faktor-faktor tersebut maka diperlukan bagian yang diperuntukan mengendalikan dan mengontrol serta menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi adalah bagian penting dalam pengendalian proses sebuah industri. Jenis-jenis instrumentasi ini dapat berupa suatu petunjuk (indikator), perekam (recorder) dan pengontrol (*controller*). Di industri kimia khususnya banyak variabel-variabel proses yang perlu diukur atau dikontrol keadaan operasinya baik secara otomatis maupun manual. Penggunaan instrumentasi yang otomatis dimaksudkan untuk menghasilkan produk yang baik dan kebutuhan tenaga kerja dapat diminimalisasikan. Pemilihan alat-alat pengendalian proses tersebut penting karena menyangkut harga peralatan itu sendiri yang cukup mahal. Pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel ini, instrument yang digunakan ada yang digunakan secara manual ataupun otomatis tergantung dengan faktor teknis dan faktor ekonomisnya. Dengan adanya instrument ini diharapkan:

a. Kondisi operasi suatu peralatan tetap terjaga pada kondisi yang aman dan sesuai
b. Laju produksi berjalan sesuai dengan batas-batas rencana yang telah dibuat
c. Membantu mempermudah pengoperasian alat
d. Lebih menjamin keselamatan dan effisiensi kerja serta peralatan sehingga biaya produksi rendah.[24]

Alat-alat instrumentasi dipasang untuk mengendalikan variabel proses yang dilakukan. Umumnya instrumentasi dibagi berdasarkan proses kerjanya,yaitu:

1. Proses Manual

   Pada proses manual,peralatan yang digunakan merupakan instrument yang hanya sebagai petunjuk dan pencatat saja.

2. Proses Otomatis

   Pada proses otomatis, peralatan instrumentasi dihubungkan dengan suatu alat kontrol yang secara otomatis digunakan sebagai pengontrol.

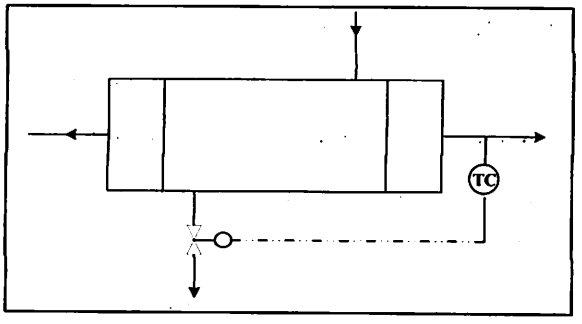
Pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel dari Limbah Minyak Kelapa Sawit, instrument yang digunakan adalah:

1. Level Indicator (LI)

   Alat ini digunakan sebagai instrument penunjuk (*indicator*) yang berfungsi untuk mengetahui ketinggian fluida yang ada dalam tangki storage agar tidak melebihi batas yang telah ditentukan.

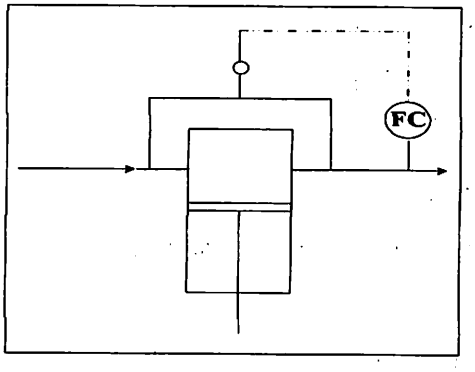
2. Temperatur Controller (TC)

   Alat ini digunakan sebagai instrument pengontrol (*controller*) yang befungsi untuk mengatur temperatur agar beroperasi pada temperature konstan.



3. Flow Controller (FC)

   Alat ini digunakan sebagai instument pengontrol (*controller*) yang berfungsi untuk mengendalikan laju air fluida melalui perpipaan sehingga aliran yang masuk ke peralatn proses tetap konstan.[24]



Pemasangan alat kontrol pada pada masing-masing peralatan prosesdapat dilihat pada tabel 7.1.

Tabel 7.1. Pemasangan alat kontrol pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrument
1.	Storage WPO	F-111	LI
2.	Storage CH_3ONa	F-114	LI
3.	Storage H_2SO_4	F-115	LI
4.	Mixer I	M-116	FC
5.	Reaktor Esterifikasi	R-110	TC, FC
6.	Flashdrum I	F-117	FC
7.	Tangki Netralisasi	M-122	TC,FC
8.	Reaktor Transesterifikasi I	R-120	TC, FC
9.	Mixer II	M-128	FC
10.	Reaktor Transesterifikasi II	R-130	TC, FC
11.	Mixer III	M-141	FC
12.	Storage Biodisel	F-147	LI
13.	Storage Gliserol	F-149	LI
14.	Storage $CaSO_4$ dan $Ca(OH)_2$	F-126	LI

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja merupakan salah satu aspek penting dalam sebuah perusahaan. Dengan menegakkan kedisiplinan terhadap standart keselamatan kerja maka akan mencegah terjadinya kecelakaan pada saat bekerja baik terhadap karyawan maupun peralatan yang digunakan. Keselamatan kerja yang terjamin secaa psikologis dapat membuat para pekerja yang terlibat didalamnya merasa aman dan tenang serta lebih berkonsentrasi pada pekerjaan yang ditangani.

Dengan demikian secara tidak langsung dalam pra rencana pabrik Biodiesel ini, memanfaatkan sumber daya manusia guna tercapainya tujuan yang diharapkan. Usaha pemeliharaan keselamatan kerja dan keamanan pabrik tidak semata-mata ditujukan kepada karyawan atau tenaga kerja saja, tetapi juga terhadap peralatan yang ada. Keselamatan kerja umumnya memiliki tujuan diantaranya:

1. Mengidentifikasi dan menanggulangi suatu bahaya yang terjadi
2. Sebagai pengendali bahaya misalnya dengan penahanan bahan mudah terbakar dan beracun
3. Mengontrol adanya bahaya saat proses dan mengendalikan variabel yang mempengaruhi proses
4. Memberikan batasan kerugian, kerusakan dan kecelakaan yang disebabkan jika terjadi insiden.[24]

Usaha-usaha untuk mencegah atau mengurangi terjadinya bahaya-bahaya yang muncul dipabrik dengan penggunaan peralatan yang ada diharapkan dapat digunakan dalam jangka waktu yang cukup lama. Beberapa diantaranya adalah:

1. **Bahaya kebakaran.**

   Penyebab kebakaran dapat berupa:

   a. Kemungkinan terjadinya kebakaran biasanya dari utilitas, workshop, laboratorium, unit proses dan lain-lain.

   b. Terjadinya loncatan bunga api listrik pada saklar dan stop kontak serta instrumentasi yang lain.

   Cara penanggulangan kebakaran:

   - Menempatkan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant, tetapi praktis dari unit operasi.
   - Bangunan seperti workshop, laboratorium, kantor sebaiknya diletakan berdekatan dengan unit operasi.
   - Bila terpaksa antara unit yang satu dengan unit yang lain dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindarkan dari pengaruh kebakaran dari satu unit ke unit lainya.
   - Dinding beton (fire ball) sebaiknya dibuat disekitar semua storage tank yang berisi bahan-bahan yang mudah terbakar.
   - Pemasangan isolasi pada seluruh kabel-kabel transmisi yang ada.
   - Penyediaan alat pemadam kebakaran disetiap bagian pabrik untuk mencegah sementara merembetnya kebakaran menjalar ke bagian lain.
   - Menyediakan unit operasi pemadam kebakaran yang dilengkapi dengan alat-alat penanggulangan kebakaran yang lengkap.

2. **Bahaya Mekanik**

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan kontruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Kontruksi bangunan pabrik harus mendapatkan perhatian yang tinggi
- Peralatan petunjuk untuk pengamanan terhadap bahaya yang alamiah seperti angin, petir dan sebagainya juga perlu diperhatikan kelengkapannya

3. **Bahaya Terhadap Kesehatan**

Untuk menjaga keselamatan dan kesehatan karyawan perlu adanya kesadaran dari tiap karyawan agar dapat bekerja dengan baik. Misal:

- Pelindung diri seperti sarung tangan, masker, helm, dll.
- Penangan pertama jika diantara organ tubuh kita terkena bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses produksi sesuai dengan jenis bahannya seperti tertera dalam buku saku keselamatan kerja karyawan
- Ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik

4. **Bahaya Listrik**

Pada penggunaan saat pengoperasian alat atau perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang disediakan oleh pabrik. Dengan demikian dalam pengoperasiannya maupun pada saat perbaikan para pekerja dapat terjaga keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan diantaranya :

- Peralatan-peralatan yang sangat penting seperti switcher dan transformator sebaiknya diletakkan ditempat yang aman atau tersendiri.
- Peralatan listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu dengan jelas. Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga (power supply) cadangan.

Dengan disiplin dan kesadaran khususnya operator maka dapat tercipta etos kerja yang tinggi dan aman, sehingga dapat mengurangi kecelakaan kerja bahkan harus diusahakan tanpa adanya kecelakaan kerja. Adapun Pra Rencana Pabrik Biodiesel terdapat pada tabel 7.2

Tabel. 7.2 Alat-alat Keselamatan Kerja pada Pabrik Biodiesel

No.	Alat Pelindung	Lokasi penggunaan
1.	Masker	Gudang, bagian proses, storage
2.	Helm pengaman	Gudang, bagian proses, storage
3.	Sarung Tangan	Gudang, bagian proses, storage, laboratorium
4.	Sepatu pengaman	Gudang, bagian proses, storage
5.	Isolasi panas	Reaktor, Heater
6.	Jas Laboratorium	Laboratorium
7.	Pemadam Kebakaran	Kantor, bagian proses, gudang, storage dan laboratoriu
8.	P3K	Kantor, bagian proses, gudang, storage dan laboratoriu

Tabel 7.3. Bahaya dan penanganan bahan baku

No.	Bahan Baku	Identifikasi Bahaya	Penanganan
1.	CH_3OH 99% 	1. Dapat menyebabkan iritasi dan meleleh pada kulit dengan ciri-ciri gatal, menjadi merah, meradang dan berasa seperti terbakar. 2. Dapat menyebabkan iritasi pada mata dengan ciri-ciri merah, berair dan berasa gatal. Cairan atau semprotan kabut bisa mengakibatkan bahaya pada jaringan membran mata. 3. Kontaminasi kabut terhadap pernapasan bisa mengakibatkan iritasi pada saluran pernapasan dengan ciri-ciri batuk, berdahak, sesak napas.	1. Melepaskan kontak lensa dan bilas dengan air yang banyak selama 15 menit. Segera minta bantuan medis. 2. Segera membilas kulit dengan air yang banyak selama 15 menit kemudian melepas pakaian dan sepatu yang terkontaminasi. Pastikan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi sudah dalam keadaan bebas bahan kimia sebelum digunakan kembali. 3. Jika terhirup, segeralah berpindah ke tempat udara segar. Jika korban tidak bernapas, segera beri napas buatan. Jika sulit bernapas, segera berikan oksigen. Segera minta bantuan medis 4. Jika terhirup dalam jumlah banyak, sesegera mungkin. pindahkan korban ke tempat yang aman. Longgarkan pakaian korban, seperti baju, ikat pinggang, dasi, dll. Segera minta bantuan medis. 5. Mengusahakan korban yang menelan CH_3OH tidak muntah kecuali dengan pengarahan dari petugas

			medis. Jangan memasukkan apapun melalui mulut korban yang tidak sadar. Segera minta bantuan medis.
2.	H_2SO_4 98% 	1. Dapat menyebabkan iritasi dan meleleh pada kulit dengan ciri-ciri gatal, menjadi merah, meradang dan berasa seperti terbakar. 2. Dapat menyebabkan iritasi pada mata dengan ciri-ciri merah, berair dan berasa gatal. Cairan atau semprotan kabut bisa mengakibatkan bahaya pada jaringan membran mata. 3. Kontaminasi terhadap pernapasan bisa mengakibatkan iritasi pada saluran pernapasan dengan ciri-ciri batuk, berdahak, sesak napas, nyari dada, rasa terbakar, gatal pada hidung, tenggorokan, bersin. Kontamimasi melalui kabut H_2SO_4 yang sering dan berkelanjutan bisa mengakibatkan lapisan enamail pada gigi. 4. Jika tertelan dapat menyebabkan iritasi, nyeri perut, korosi, rasa terbakar di mulut dan kerongkongan dan kematian.	1. Bilas dengan air yang banyak selama 15 menit. Segera minta bantuan medis. 2. Bilas kulit yang terkontminasi dengan air selama 15 menit. Segera minta bantuan medis jika iritasi tidak hilang. Lepaskan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi dan pastikan bebas kontaminasi ketika digunakan kembali. 3. Pindahkan korban yang terkontaminasi melalui pernapasan ke daerah aman (jauh dari sumber) dan pastikan korban tetap bernapas. Jika susah bernapas, berikan oksigen dan jika tidak bernapas berkan CPR (Cardio-Pulmonary-Resuscitation). 4. Mengusahakan korban yang menelan H_2SO_4 tidak muntah kecuali dengan pengarahan dari petugas medis. Jangan memasukkan apapun melalui mulut korban yang tidak sadar. Rebahkan korban dengan posisi kepala lebih rendah daripada perut. Segera minta bantuan medis.

3.	CH_3ONa	1. Dapat menyebabkan iritasi dan meleleh pada kulit dengan ciri-ciri gatal, menjadi merah, meradang dan berasa seperti terbakar. 2. Dapat menyebabkan iritasi pada mata dengan ciri-ciri merah, berair dan berasa gatal. Cairan atau semprotan kabut bisa mengakibatkan bahaya pada jaringan membran mata dan dapat merusak kornea mata. 3. Kontaminasi terhadap pernapasan bisa mengakibatkan pneumonitis kimia dan edema paru-paru. Menyebabkan iritasi pada saluran pernapasan dengan dengan ciri-ciri batuk, kesulitan bernapas dan ada kemungkinan koma. Menyebabkan luka bakar pada saluran pernapasan. 4. Menyebabkan kerusakan parah dan permanen pada saluran pencernaan, seperti mual, muntah, diare dan shock. 5. Efek kronis bisa mengakibatkan dermatitis jika kontak kulit berkepanjangan (efek mungkin tertunda).	1. Bilas mata dengan air yang banyak selama 15 menit. Segera minta bantuan medis. 2. Bilas kulit yang terkontminasi dengan air selama 15 menit. Segera minta bantuan medis jika iritasi tidak hilang. Lepaskan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi dan pastikan bebas kontaminasi ketika digunakan kembali. 3. Jika tertelan, jangan dimuntahkan. Untuk korban yang sadar, segera berikan air minum. Jangan berikan sesuatu melalui mulut korban yang tidak sadar. Segera minta bantuan medis. 4. Pindahkan korban yang terkontaminasi melalui pernapasan ke daerah aman (jauh dari sumber) dan pastikan korban tetap bernapas. Jika susah bernapas, berikan oksigen dan jika tidak bernapas berkan CPR (Cardio-Pulmonary-Resuscitation).

4.	Magnesol	1. Dapat menyebabkan iritasi pada kulit dengan ciri-ciri gatal, menjadi merah, meradang dan berasa seperti terbakar. 2. Dapat menyebabkan iritasi pada mata dengan ciri-ciri merah, berair dan berasa gatal. 3. Kontaminasi terhadap pernapasan bisa mengakibatkan pneumonitis kimia dan edema paru-paru. Menyebabkan iritasi pada saluran pernapasan dengan dengan ciri-ciri batuk, kesulitan bernapas dan ada kemungkinan koma. Menyebabkan luka bakar pada saluran pernapasan. 4. Menyebabkan kerusakan parah dan permanen pada saluran pencernaan, seperti mual, muntah, diare dan shock.	1. Jika tertelan,minum air putih untuk membersihkan tenggorokan dan saluran pernafasan. Lalu segera minta pertolongan medis 2. Bilas kulit yang terkena kontaminan dengan air dan sabun. Segera minta pertolongan medis jika iritasi tidak kunjung hilang 3. Bila terkena mata,bilas mata dengan air selama 15 menit. Segera hubungi medis jika iritasi mata tidak kunjung mereda 4. Pindahkan korban yang terkontaminasi melalui pernapasan ke daerah aman (jauh dari sumber) dan pastikan korban tetap bernapas. Jika susah bernapas, berikan oksigen

BAB VIII
UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel ini, antara lain:

- Air yang berfungsi sebagai air pendingin (*cooling water*), air umpan boiler, air sanitasi.
- Steam yang berfungsi sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berungsi menjalankan alat-alat produksi, utilitas, dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi tiga unit, antara lain:

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

8.1.1. Air Pendingin

Air berfungsi sebagai pendingin pada alat perpindahan panas dengan kebutuhan sebanyak 48.831,7960 kg/jam. Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka setelah didinginkan pada cooling tower air digunakan lagi. Air digunakan sebagai media pendingin dengan alasan sebagai berikut:

- Air merupakan materi yang banyak didapat
- Mudah dikendalikan dan mudah dalam penggunaannya
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung:

- Hardness, yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- Besi menyebabkan korosi
- Silika menyebabkan kerak

- Minyak menyebabkan menurunnya effisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

8.1.2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam sebesar 1.921,4281 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 25% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan adanya kebocoran akibat transmisi. Sehingga kebutuhan air umpan boiler sebanyak 2.305,7137 kg/jam.

Dari Buku Modul Water Treatment [32] didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 2000 ppm
- pH = 10,5 – 11,5
- Alkalinitas = 500-800 ppm
- Silika = max 125 ppm
- Kesadahan = 0
- Sulfit = 30-80 ppm

Selain itu memenuhi persyaratan diatas, air umpan boiler harus bebas dari:

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2, H_2S dan NH_3.
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat tak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan sebagai air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui:

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion penggangu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

8.1.3. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan air lainnya. Air sanitasi yang dbutuhkan sebesar 2.618,8546 kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut:

a. Syarat Fisik
   - Berada di bawah suhu udara

- Tidak berwarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- pH netral
- Tidak berbusa

b. Syarat kimia
- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen.

8.2. Unit Penyediaan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi:

- Tekanan = 476 kPa
- Temperatur = 150 °C

Zat-zat yang terkandung dalam umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organik matter)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan pembacaaan tinggi liquida dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid yang menempel sehingga mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan yang lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal tersebut maka perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, keraj dan alkalinitas air umpan boiler

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat sewaktu – waktu pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat

c. Tidak boleh meyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas – gas H_2S, SO_2, NH_3, CO_2, O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan pipa yaitu :

$$Fe^{2+} + 2H_2O \longrightarrow Fe(OH)_2 + 2H^+$$

Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + 2H_2O \longrightarrow 4Fe(OH)_3$$

Adanya bikarbonat dalam air akan membentuk CO_2, karena pemanasan dan adanya tekanan, CO_2 yang terjadi akan bereaksi dengan air membentuk asam karbonat. Asam karbonat tersebut akan bereaksi dengan garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan, garam bikarbonat ini akan membentuk CO_2 lagi.

$$Fe^{2+} + 2H_2CO_3 \longrightarrow F_e(HCO_3)_2 + H_2$$

$$2Fe(HCO_3)_2 + \tfrac{1}{2} O_2 \longrightarrow Fe_2O_3 + 4CO_2 + 2H_2O$$ [34]

8.3. Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler. Adapun proses pengolahannya adalah :

Air dipompa (L-217) menuju bak sedimentasi (F-216) untuk mengendapkan kotoran – kotoran dari air sungai. Setelah itu air dipompa (L-215) menuju bak skimmer (L-214) untuk mengambil kotoran – kotoran yang mengapung dan memisahkan endapanya. Keluar dari bak skimmer air dipompa (L-213) menuju tangki *clarifier* (M-212) untuk ditambah alum sehingga terjadi flokulasi. Air tersebut menuju sand filter (H-

210) untuk menghilangkan bau dan warnanya lalu dipompa (L-211) untuk ditampung pada bak air bersih (F-222). Air pada bak air bersih siap untuk diolah lagi sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu :

a. Pengolahan air umpan boiler

Pelunakan air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam demineralizer yang terdiri dari dua tangki yaitu tangki kation exchanger (D-220A) dan tangki kation exchanger (D-220B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (Hidrogen exchanger) dan anion exchanger yang digunakan adalah de-acidite (DOH). Air dari bak penampung air bersih akan dialirkan dengan pompa (L-221) menuju tangki kation exchanger sehingga terjadi reaksi :

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$2NaHCO_3 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \longrightarrow CaZ + H_2SO_4$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \longrightarrow NaZ + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H_2Z \longrightarrow MgZ + H_2SO_4$$

$$CaCl_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2HCl$$

$$2NaCl + H_2Z \longrightarrow NaZ + 2HCl$$

$$MgCL_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2HCl$$

Ion – ion bikarbonat, sulfat, dan klor akan diikat oleh ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4, dan HCl. Selanjutnya air ini dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion – anion yang tidak dikehendaki dengan reaksi :

$$2DOH + H_2SO_4 \longrightarrow D_2SO_4 + 2H_2O$$

$$DOH + HCl \longrightarrow DCl + H_2O$$

$$DOH + HNO_3 \longrightarrow DNO_3 + H_2O$$

Jadi keluaran dari tangki deminalizer adalah garam – garam kalsium, natrium, dan magnesium terikuit oleh ion kation exchanger dalam bentuk CaZ, NaZ, dan MgZ. Sedangkan H_2SO_4, HCl, HNO_3 akan terikut oleh anion exchanger dalam bentuk D_2SO_4, DCl, DNO_3. setelah keluar dari deminalizer tersebut maka air teleh terbebas dari ion – ion penggangu.

Keluar dari tangki deminalizer air dialirkan pada bak air lunak (F-223). Air lunak ini digunakan sebagai air umpan boiler dan air proses. Untuk umpan air boiler dipompa (L-224) ke dalam tangki deaerator (D-225) untuk menghilangkan gas – gas impurities pada air umpan boiler dengan pemanasan steam. Setelah itu air dipompa (L-226) kedalam boiler (Q-227) untuk dirubah menjadi steam. Steam yang terbentuk dialirkan ke peralatan, dan kondensat yang dihasilkan direcycle ke dalam bak air lunak.

b. Pengolahan air pendingin

Air dari bak air bersih (F-222) dipompa (L-233) menuju bak air pendingain (F-232). Keluar itu air dipompa menuju peralatan dengan pompa (L-231) dan air sisa pendingin didinginkan kembali pada cooling tower (P-230) dan air tersebut dialirkan kembali ke bak air pengingin sebagai recycle.

c. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa (L-241) menuju bak klorinasi atau bak air sanitasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan CL_2 sebanyak 1 ppm. Dari bak klorinasi tersebut dipompa (L-242) dan digunakan sebagai air sanitasi.

8.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik digunakan generator dan untuk penerangan disuplai dari PLN. Kebutuhan listrik pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel digunakan untuk:

- Keperluan proses
- Keperluan utilitas
- Keperluan penerangan

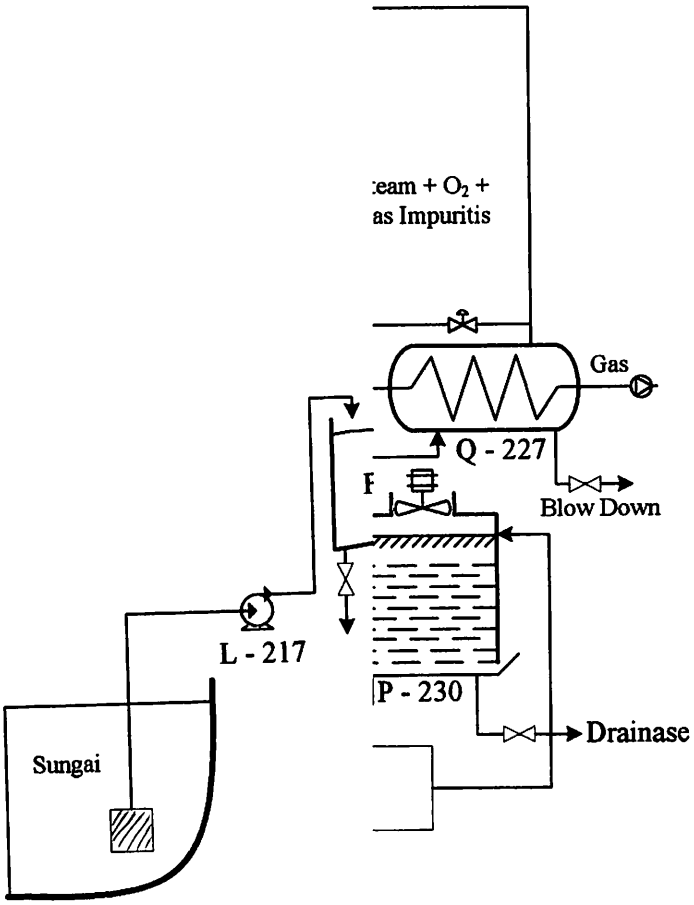
Dari Appendik D, didapatkan daya listrik yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik Biodiesel adalah sebesar 112,224 KWH yang meliputi:

- Proses : 95,822 kWH
- Penerangan : 16,402 kWH

Kebutuhan listrik tesebut dipenuhi oleh PLN dan pabrik ini memiliki satu buah generator 212,5 KVA untuk memenuhi keadan listrik.

8.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar merupakan bahan padat, cair maupun gas yang dapat bereaksi dengan oksigen secara eksotermal. Bahan bakar yang dipakai dalam Pra Rencana Pabrik Biodiesel adalah biodiesel yang merupakan produk utama pabrik ini.



No.	Kode Alat	Keterangan	Jumlah
24	L - 242	POMPA	1
23	L - 241	POMPA	1
22	F - 240	BAK AIR SANITASI	1
21	L - 233	POMPA	1
20	F - 232	BAK AIR PENDINGN	1
19	L - 231	POMPA	1
18	P - 230	COOLING WATER	1
17	Q - 227	BOILER	1
16	L - 226	POMPA	1
15	D - 225	DEAERATOR	1
14	L - 224	POMPA	1
13	F - 223	BAK AIR LUNAK	1
12	F - 222	BAK AIR BERSIH	1
11	L - 221	POMPA	1
10	D - 220 B	ANION EXCHANGER	2
9	D - 220 A	KATION EXCHANGER	2
8	L - 217	POMPA AIR SUNGAI	1
7	F - 216	BAK SEDIMENTASI	1
6	L - 215	POMPA	1
5	F - 214	SKIMMER	1
4	L -213	POMPA	1
3	M - 212	CLARIFIER	1
2	L -211	POMPA	1
1	H - 210	SAND FILTER	1

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLOWSHEET UTILITAS

DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
AGNES GADIS GYBA 0814010 AN NISSA ANGGARDA P. 0814013	JIMMY, ST. MT.

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi suatu pabrik harus dipertimbangkan berdasarkan teknis pengoperasian pabrik serta sudut ekonomis dari perusahaan tersebut yang dapat berpengaruh terhadap kelangsungan hidup perusahaan serta kedudukan perusahaan dalam persaingan. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dibagi menjadi dua katagori, yaitu:

1. Faktor Utama
2. Faktor Khusus

1. Faktor Utama

a. Bahan baku (Raw Material)

Bahan baku sering menentukan lokasi suatu pabrik. Salah satunya adalah persediaan bahan baku dan harga. Jika ditinjau dari segi ini maka pabrik didirikan untuk lebih mendekati bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan dari bahan baku adalah:

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas tersedianya bahan baku
- Berapa lama sumber penyedia bahan baku tersebut dapat diandalkan pengadaannya
- Cara memperoleh dan membawanya ke pabrik (transportasi)
- Kualitas bahan baku

b. Pemasaran

Hal-hal yang perlu diperhatikan dari daerah pemasaran adalah:

- Daerah sasaran untuk pemasaran produk
- Daya beli pasar dan prospek jangka panjang
- Jarak lokasi pemasaran serta cara pemasarannya
- Persaingan dengan kompetitor lain

c. Listrik dan bahan bakar

Hal-hal yang perlu diperhatikan terhadap kebutuhan listrik dan bahan bakar antara lain:

- Pasokan listrik dapat berasal dari PLN atau generator set
- Sumber bahan bakar
- Harga listrik dan bahan bakar

d. Pengadaan air.

Kebutuhan air dapat diperoleh dari beberapa sumber, yaitu:

- Sungai atau sumber air
- PDAM
- Air kawasan industri

Jika kebutuhan air cukup besar, maka pemakaian air sumber atau sungai lebih ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Kapasitas sumber untuk dapat memenuhi kebutuhan pabrik
- Kualitas dari air yang ada
- Nilai ekonominya
- Efek musim terhadap kemampuan penyediaan air

e. Keadaan geografis dan iklim

Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- Keadaan alam yang akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksi bangunan
- Temperatur udara dan kelembaban

2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (suplay) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan serendah mungkin dengan waktu singkat. Oleh karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti:

- Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan
- Lokasi pabrik yang dekat dengan pelabuhan

b. Tenaga Kerja

Tenaga kerja tetap dan ahli dapat diperoleh dari daerah sekitarnya karena daerah ini dekat dengan kota–kota besar di Sumatera sehingga tersedia banyak tenaga kerja.

c. Karakteristik Lokasi / Tempat

Dalam memilih lokasi pabrik, perlu memperhatikan karakteristik sbb:

- Harga tanah, struktur tanah pada pondasi bangunan pabrik
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan / pengembangan unit baru

d. Keadaan lingkungan di sekitar pabrik

Hal-hal yang harus diperhatikan antara lain:

- Adat istiada serta kebudayaan sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, kesehatan, pendidikan dan tempat peribatan

Dengan mempertimbangkan beberapa faktor, maka dapat direncanakan untuk mendirikan pabrik Biodiesel dari *waste palm oil* di Kab Tulang Bawang, Lampung Selatan.

9.2. Pemilihan Lokasi

Untuk menentukan lokasi berdirinya pabrik, ditentukan 2 alternatif pemilihan lokasi berdasar beberapa faktor sbb:

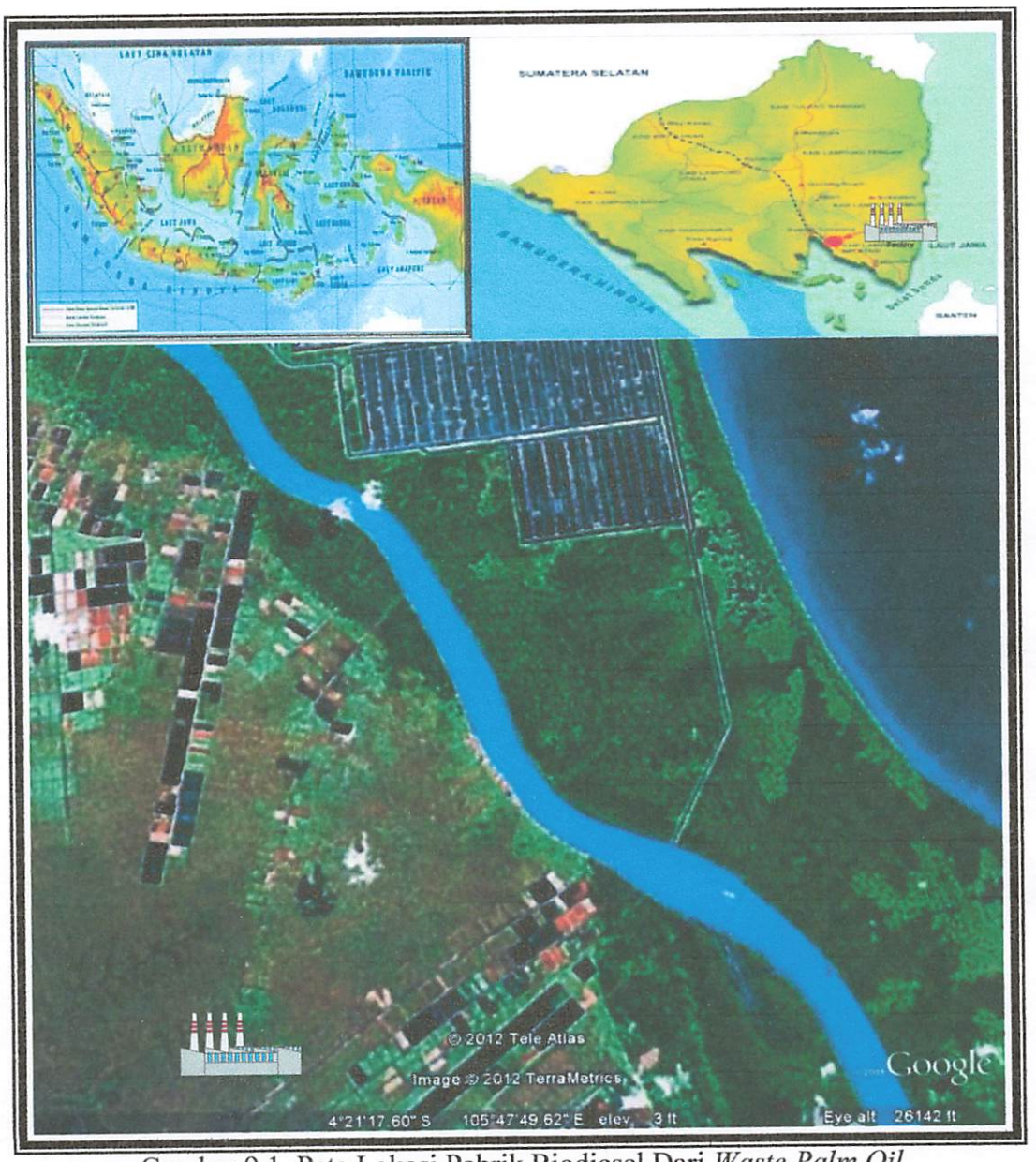
NO	FAKTOR	BOBOT MAKS	PANJANG BANDAR LAMPUNG	KAB.TULANG BAWANG LAMPUNG
1	Bahan Baku	100	80	95
2	Pemasaran	100	90	90
3	Listrik & Bahan Bakar	100	75	75
4	Kebutuhan Air	100	75	85
5	Iklim	100	80	80
6	Transportasi	100	85	75
7	Tenaga Kerja	100	80	80
8	Pajak	100	75	75
9	Perundangan	100	75	75
10	Karakteristik Tempat	100	80	80
TOTAL			795	810

Berdasarkan faktor–faktor diatas, maka pabrik biodiesel dari *waste palm oil* ini direncanakan didirikan di Kab.Tulang Bawang, Lampung

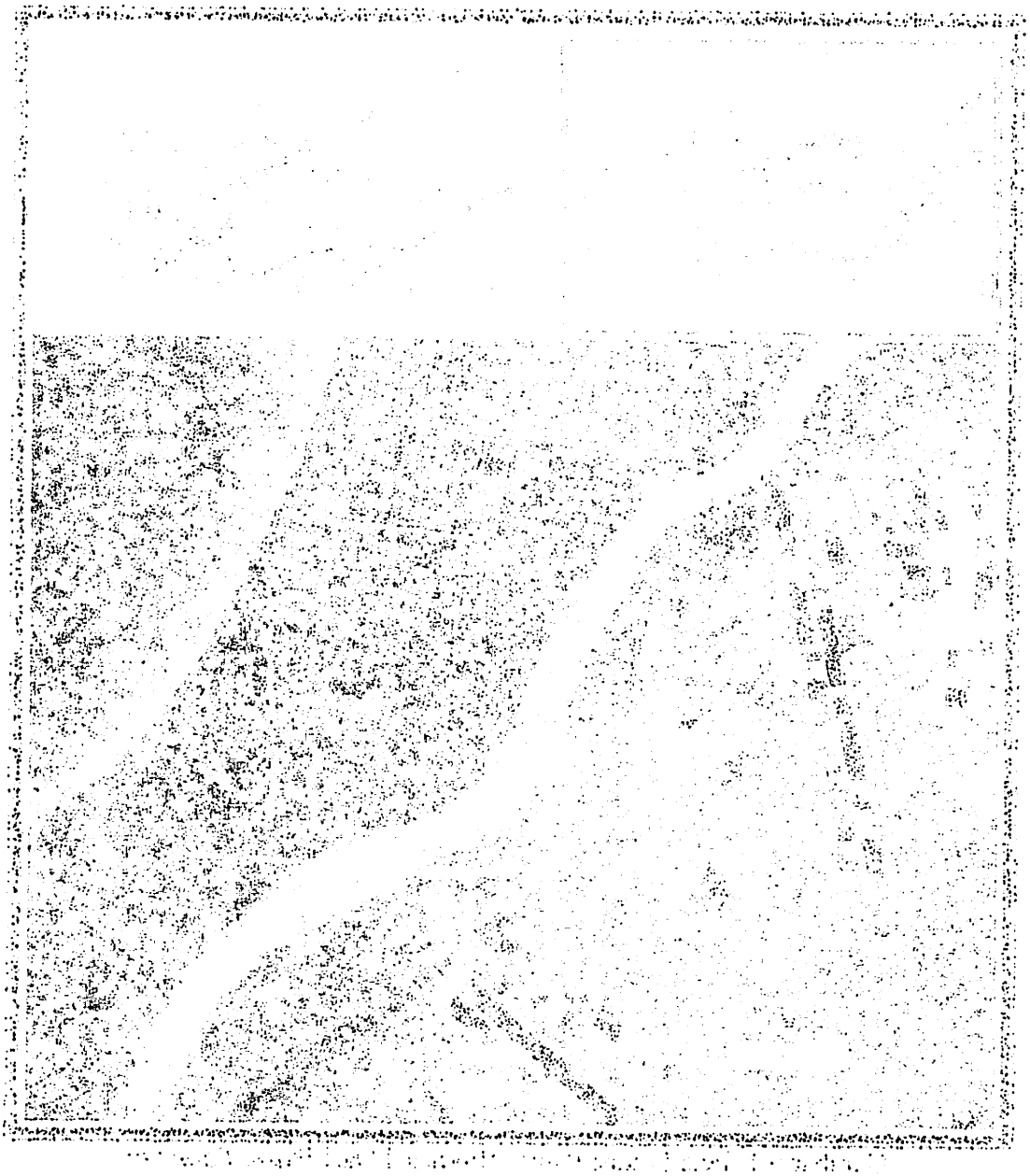
Pemilihan lokasi ini didasari oleh beberapa faktor yaitu:

- Tempatnya dekat dengan bahan baku yaitu *waste palm oil* dari PT. Global Bintang Sukses, Lampung Selatan sehingga akan menghemat biaya transportasi dan modal yang diinvestasikan untuk tempat penyimpanan bahan baku.

- Pemasaran hasil produksi karena dekat dengan PT Pertamina Refinery Unit III Plaju selaku konsumen terbesar biodiesel.
- Tenaga kerja yang banyak tersedia didaerah lokasi pabrik dengan kemampuan yang diperlukan.
- Terdapat Sungai besar yaitu Way Tulang Bawang merupakan denyut nadi perekonomian di daerah Tulang Bawang



Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Biodiesel Dari *Waste Palm Oil*



9.3. Tata Letak Pabrik

Pembuatan tata letak pabrik merupakan suatu hal penting, karena merupakan faktor penentuan apakah proses suatu pabrik dapat berjalan dengan lancar atau tidak. Dalam penentuan tata letak pabrik harus diatur sedemikian rupa sehingga didapatkan :

- Konstruksi yang ekonomis
- Sistem operasi yang baik
- Pemeliharaan yang efisien
- Pengaturan peralatan dan bangunan yang fungsional
- Suasana pabrik yang dapat menimbulkan kegairahan kerja dan menjamin keselamatan kerja yang tinggi bagi karyawan.

Untuk mendapatkan tata letak pabrik yang optimum harus dipertimbangkan beberapa faktor yaitu :

- Apakah pabrik terletak pada lokasi yang baru atau merupakan penambahan pabrik yang telah ada.
- Tersedianya tanah atau lokasi untuk perluasan pabrik di masa – masa yang akan datang.
- Tiap–tiap alat diberikan ruang yang cukup luas agar memudahkan pemeliharaan.
- Setiap alat disusun berurutan menurut masing – masing sehingga tidak menyulitkan aliran proses.
- Memperhatikan faktor keamanan dan keselamatan kerja misalnya untuk daerah yang mudah menimbulkan kebakaran ditempatkan alat pencegah kebakaran.
- Alat kontrol ditempatkan pada posisi yang mudah diawasi oleh operator.
- Memperhatikan pembuangan hasil – hasil produksi.

Ada beberapa macam perencanaan tata letak pabrik yaitu :

a. Master Pilot Plant

Dalam master pilot plant ini hanya menunjukkan lokasi dari tiap – tiap unit proses, jalan, dan bangunan dimana lokasi tersebut ditunjukkan dengan petak – petak, dipisahkan satu sama lainnya, sedangkan alat – alat yang tidak ada tidak ditunjukkan.

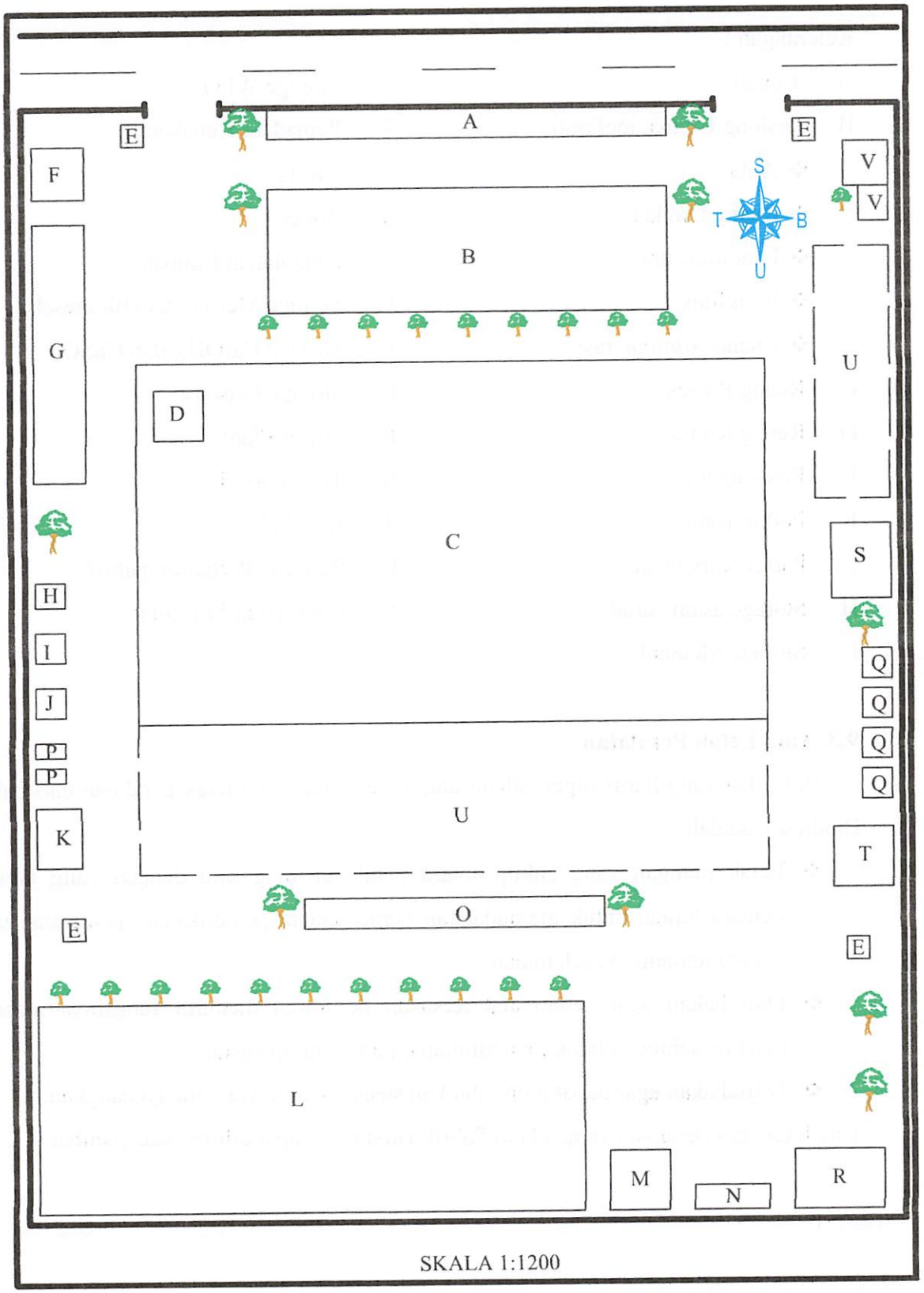
b. Unit Pilot Plant

Dalam unit plot plant ini, tiap petak digambarkan peralatan yang ada di dalamnya, sehingga mempunyai plot (proyeksi) ke bawah atau ke samping untuk

dapat menunjukkan elevansinya dan letak unit satu dengan unit yang lain relatif kelihatan.

c. Skala Model (Maket)

Skala model mempunyai bentuk tiga dimensi dan pada tiap – tiap alatnya dibuat seperti alat itu sendiri. Skala model ini sangat berguna untuk konstruksi pabrik yang sebenarnya tetapi membutuhkan biaya yang mahal. Dari skala model ini dapat dilihat kesalahan – kesalahan operasi yang terjadi di pabrik.



Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik

Keterangan :

A : Taman

B : Gedung Utama, meliputi :

- ❖ Aula
- ❖ Ruang Direksi
- ❖ Laboratorium
- ❖ Poliklinik
- ❖ Ruang Administrasi

C : Ruang Proses

D : Ruang Kontrol

E : Pos Satpam

F : Parkir Tamu

G : Parkir Karyawan

H : Storage asam sulfat

I : Storage Metanol

J : Storage WPO

K : Pemadam Kebakaran

L : Utilitas

M : Boiler

N : Pengolahan Limbah

O : Storage Metil Ester (Biodiesel)

P : Storage $Ca(OH)_2$ dan $CaSO_4$

Q : Storage Gliserol

R : Power Plant

S : Transportasi

T : Bengkel

U : Rencana Perluasan pabrik

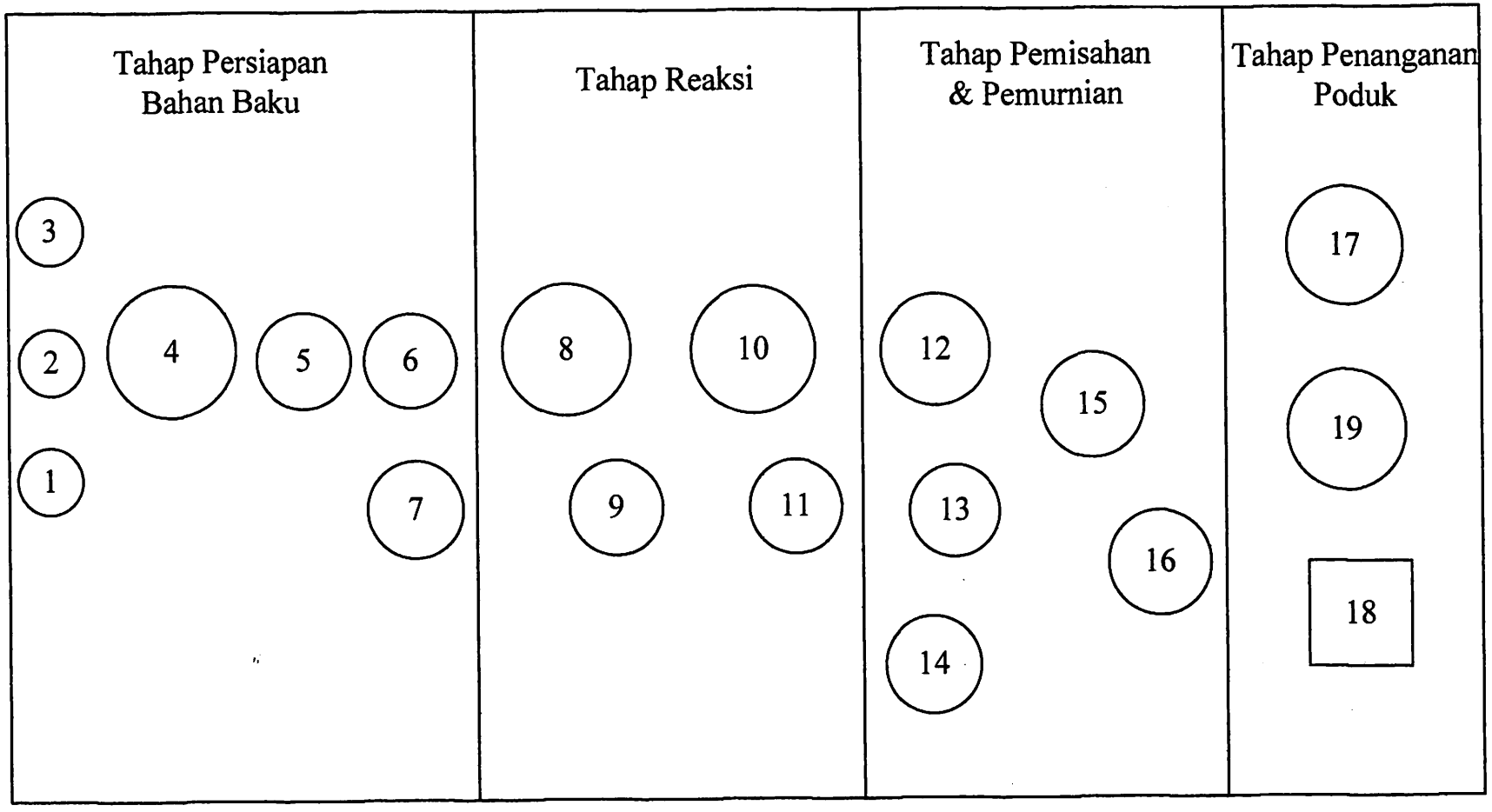
V : Kantin dan Mushola

9.3. Tata Letak Peralatan

Hal – hal yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak peralatan dari pabrik Biodiesel, adalah:

- ❖ Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya dengan tujuan untuk memudahkan pemeriksaan, pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan.
- ❖ Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- ❖ Diusahakan agar dapat menimbulkan susunan kerja yang menyenangkan.

Tata letak dari peralatan yang ada di Pabrik Biodiesel dapat dilihat pada gambar 9.3.



Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Pabrik Biodiesel

Keterangan:

1. Storage *Waste Palm Oil*
2. Storage Metanol
3. Storage H_2SO_4
4. Reaktor Esterifikasi
5. Flashdrum I
6. Tangki Penetralan I
7. Centrifuge I
8. Reaktor Tranesterifikasi I
9. Dekanter I
10. Reaktor Tranesterifikasi II
11. Dekanter II
12. Tangki Penetralan II
13. Dekanter III
14. Centrifuge II
15. Tangki Magnesol
16. Flashdrum II
17. Storage Biodiesel
18. Storage $CaSO_4$
19. Storage Glycerol

BAB X
ORGANISASI PERUSAHAAN

Kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik merupakan hal yang penting dan menjadi tujuan utama setiap perusahaan. Hal tersebut dapat ditunjang dengan adanya struktur organisasi yang baik.

Struktur organisasi dapat memberikan wewenang pada setiap perusahaan untuk melaksanakan tugas yang dibebankan kepadanya. Juga mengatur sistem dan hubungan struktural antar fungsi atau orang – orang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaan fungsi mereka.

10.1 Bentuk Umum

Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi pabrik	: Lampung
Kapasitas produksi	: 55.000 ton/tahun
Hasil Produksi	: Biodiesel

10.2 Bentuk Perusahaan

Pabrik Biodiesel ini direncanakan merupakan bentuk perusahaan swasta yang berebentuk perseroan terbatas (PT), adapun keuntungan dari bentuk perusahaan perseroan terbatas :

Keuntungan utama membentuk perusahaan perseroan terbatas adalah:

1. Kewajibannya terbatas

   Dalam sebuah perusahaan memiliki pemegang saham, dimana pemegang saham tersebut tidak bertanggung jawab dalam hutang perusahaan.

2. Modal dapat dijadikan investasi

   Dimana stabilitas modal, dapat dijadikan investasi dalam proyek yang lebih besar dan dalam jangka waktu yang cukup panjang.

3. Efisiensi Manajemen

   Manajemen dan spesialisasi memungkinkan pengelolaan modal yang efisien sehingga memungkinkan untuk melakukan ekspansi. Dan dengan menempatkan orang yang tepat, efisiensi maksimum dari modal yang ada. Dan juga adanya pemisahan antara pengelola dan pemilik perusahaan,

sehingga terlihat tugas pokok dan fungsi masing-masing.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

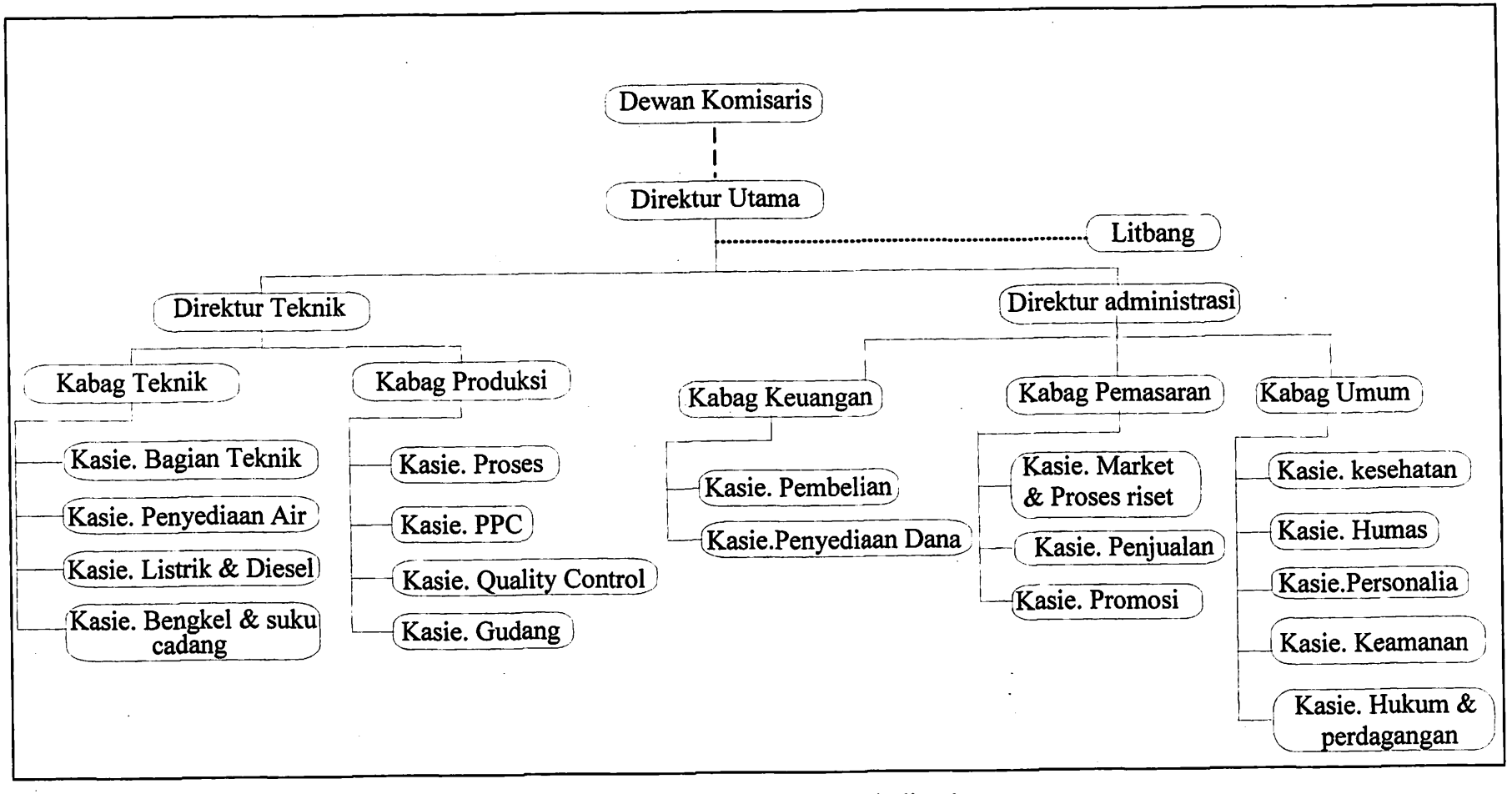
Perusahaan ini memilih struktur organisasi dengan sistem organisasi garis dan staf. Pada bentuk organisasi garis dan staf, terdapat satu atau lebih tenaga staf. Staf yaitu orang yang ahli dalam bidang tertentu yang tugasnya memberi nasihat dan saran dalam bidangnya kepada pejabat pemimpin di dalam organisasi tersebut. Ada beberapa alasan memilih struktur organisasi dengan sistem garis dan staf :

1. Digunakan untuk organisasi yang besar.
2. Daerah kerjanya luas dan mempunyai bidang tugas yang beraneka ragam serta rumit, serta jumlah karyawannya banyak.
3. Memiliki satu atau lebih tenaga staf.
4. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staf ahli.
5. Perwujudan "the right man in the right place" lebih mudah dilaksanakan.

Berdasarkan kelebihan yang dimiliki sistem organisasi garis dan staf maka dapat digunakan sebagai pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi yang akan diguanakan pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel dengan bahan baku WPO.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

Di dalam sebuah organisasi, pembagian kerja merupakan suatu hal yang mutlak, karena apabila tidak terjadi pembagian kerja maka akan terjadi tumpang tindih dalam pekerjaan. Pembagian kerja pada dasarnya akan menghasilkan departemen masing-masing sampai unit-unit terkecil.



Gambar 10.1 Struktur Organisasi Pabrik Biodiesel

A. Pemegang Saham

Adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dengan batasan sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggung jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan.

Pemegang saham harus menanam saham paling sedikit satu tahun, kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham, dan merekalah yang memilih direktur dan komisaris dalam rapat umum pemegang saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

B. Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham, komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh RUPS apabila ia bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Dewan komisaris dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai sahan terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur agar tindakan tidak merugikan perusahaan.
- Menetapkan kebijakan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pegawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.
- Memberikan nasihat pada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

C. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan yang bertanggung jawab pada dewan komisaris, dan membawahi :

- Direktur teknik
- Direktur keuangan dan administrasi

Tugas dan wewenang direktur utama :

- Bertanggung jawab pada dewan komisaris.

- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tat-tertib baik keluar maupun kedalam perusahaan.
- Mengkoordinasikan kerja sama antara direktur teknik dan produksi dengan direktur keuangan dan administrasi.
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.

D. *Direktur Teknik dan Produksi*

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal :

- Biaya-biaya produksi
- Laba-rugi perusahaan
- Neraca keuangan.
- Administrasi perusahaan

E. *Direktur Administrasi*

Direktur administrasi ini berkaitan dengan kegiatan produksi, tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik, karena dalam perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dalam lingkungan eksternal perusahaan, dengan membawahi :

- Keuangan
- Sumber daya manusia (SDM)

Tugas utamanya adalah memanajemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan perusahaan.

Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian :

- Membantu direktur teknik dan produksi atau direkutr keuangandan administrasi dalam melaksanakan aktifitas pada bagian masing-masing.
- Memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya.
- Menyusun laporan dari hasil oleh bagian masing-masing.
- Bertanggung jawab atas kerja bawahannya.

F. *Kepala Bagian Teknik*

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjangnya dalam proses produksinya, yang membawahi :

- *Divisi teknik*

  Bertugas untuk merawat, memelihara dan mempersiapkan peralatan serta fasilitas yang digunakan untuk proses produksi.

- *Divisi listrik dan diesel*

  Bertugas dalam mempersiapkan listrik, baik berasal dari PLN maupun dari diesel guna menunjang kelangsungan proses produksi.

- *Divisi penyediaan air*

  Bertugas mensuplai air yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

- *Divisi bengkel dan suku cadang*

  Bertugas memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat digunakan lagi dalam proses produksi.

G. *Kepala Bagian Produksi*

Kepala bagian produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksidan pengendalian mutu produksi.

- *Divisi PPC*

  Perencanaan produksi merancang kebutuhan bahan baku, meramal dari produksi yang akan dibuat, dengan perencanaan yang baik akan menghasilkan produk yang baik pula.

- *Divisi proses*

  Bertugas dalam segala hal yang berkaitan dengan kegiatan produksi secara langsung dalam hal ini masih terbagi atas divisi-divisi kecil yang menangani secara khusus mengenai spesialisasi prosesnya.
- *Divisi quality control*

  Bertugas pengepakan atau pengemasan produk jadi serta merencanakan pengiriman produksi keluar pabrik.
- *Pengendalian mutu dan laboratorium*

  Bertugas mengawasi dan mengontrol kualitas produksi, agar produksi yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standart yang telah ditetapkan sama seperti divisi lainnya. Divisi yang tergabung dalam bagian produksi mempunyai tugas masing-masing dan bertanggung jawab langsung terhadap kepala bagian produksi.

H. Penelitian dan Pengembangan

Bertugas dalam meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku dan produksi yang lebih baik dan ekonomis, dimana orang-orang yang duduk didalamnya merupakan orang ahli dalam bidangnya masing-masing. Penelitian dan pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul.

I. Kepala Bagian Pemasaran

Bertugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah promosi. Kepala bagian pemasaran membawahi divisi-divisi sebagai berikut :

- *Divisi market dan proses riset*

  Bertugas meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dengan tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau.
- *Divisi penjualan*

  Bertugas menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan dan juga memiliki tugas mengatur pembelian bahan baku dan peralatan lainnya.

- *Divisi promosi*

  Bertugas mengenalkan produksi kepada konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakannya, selain itu juga menarik minat konsumen untuk membeli.

J. Kepala Bagian Umum

Memiliki tanggung jawab kepada direktur administrasi, Kabag umum memiliki tugas untuk merencanakan, mengelola dan mengembangkan sumber daya manusia, baik sumber daya yang sudah ada maupun sumber daya yang baru. Seksi-seksi yang berada dibawah Kabag. Bagian Umum adalah :

- *Divisi kesehatan*

  Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga kesehatan karyawan, berbentuk klinik dengan seorang dokter untuk mengantisipasi apabila terjadi kecelakaan pada waktu kegiatan pabrik berlangsung, selain itu juga bertugas untuk melakukan test kesehatan bagi karyawan baru.

- *Divisi Humas*

  Bertugas mengatur hubungan keluar perusahan dan di dalam perusahaan bila terdapat kegiatan di dalam perusahaan.

- *Divisi Keselamatan dan Keamanan*

  Bertugas mengatur semua keselamatan karyawan di perusahaan dan menjaga keamanan perusahaan.

- *Divisi personalia*

  Bertugas mencari tenaga kerja baru dengan penyebaran iklan lowongan, pengadaan test, pelatihan pekerja baru dan mengembangkan sumber daya manusia yang sudah ada.

- *Divisi Hukum dan Perdagangan*

  Bertanggung jawab akan perhubungan perdagangan dengan distributor baik di dalam negeri maupun di luar negeri.

K. Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik bahan baku maupun peralatan, dan

bertanggung jawab kepada direktur administrasi mengenai pengeluaran dan pemasukan keuangan.

10.5. Jadwal Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja dan beroperasi selama 330 hari di dalam satu tahun selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi, atau yang dikenal dengan istilah shut down.

Sesuai dengan peraturan pemerintah dalam jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu :

a. Untuk pegawai non shift :

Senin-kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 08.00 – 13.00

b. Untuk pegawai shift :

Untuk karyawan yang bekerja di pabrik (ada 3 shift karyawan), jam kerja untuk masing-masing shift :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja secara bergilir, maka karyawan dibagi menjadi 4 regu, yaitu : A, B, C dan D. Dengan 4 regu kerja dan 3 regu kerja (shift) maka 1 regu kerja merupkan regu pengganti (cadangan). Adapun penggantian shift baru regu dapat dilihat pada tabel 10.1. dibawah ini :

Tabel 10.1 Jadwal kerja karyawan pabrik

Hari	*1*	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*	*7*	*8*	*9*	*10*	*11*	*12*	*13*
Regu A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P
Regu B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
Regu C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
Regu D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dan struktur organisasi pada pra rencana pabrik Biodiesel:

1. Direktur utama
2. Direktur
3. Kepala bagian
4. Kepala divisi
5. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasinya sebagai berikut :

a. Direktur utama	: Magister Teknik (S_2)
b. Direktur	
Direktur teknik	: Sarjana teknik kimia
Direktur administrasi	: Sarjana administrasi
c. Kepala bagian	
Kepala bagian teknik	: Sarjana teknik mesin
Kepala bagian produksi	: Sarjana teknik kimia
Kepala bagian pemasaran	: Sarjana ekonomi
Kepala bagian SDM	: Sarjana Psikologi
Kepala bagian keuangan	: Sarjana ekonomi-akuntansi
Kepala bagian humus	: Sarjana hukum
d. Kepala litbang	: Sarjana teknik kimia
e. Kepala bagian teknik	
Kepala bagian teknik	: Sarjana teknik mesin
Kepala bagian listrik dan diesel	: Sarjana teknik elektro
Kepala bagian penyediaan air	: Sarjana teknik lingkungan
Kepala bagian bengkel	: Sarjana teknik elektro
f. Kepala bagian produksi	
Bagian perencanaan produksi	: Sarjana teknik kimia
Bagian proses	: Sarjana teknik kimia
Bagian quality control	: Sarjana teknik kimia

Bagian gudang	: Diploma 3 teknik
g. Kepala bagian pemasaran	
Bagian market dan proses riset	: Sarjana ekonomi
Bagian penjualan	: Sarjana ekonomi
Bagain promosi	: Sarjana desain grafis
h. Kepala bagian sumber daya manusia	
Bagian kesehatan	: Sarjana kedokteran
Bagian transportasi	: Diploma ekonomi
Bagian perekrutan tenaga kerja	: Sarjana psikologis
Bagian serikat kerja	: Sarjana hukum
Bagian keselamatan kerja	: Sarjana psikologis
i. Kepala bagian keuangan	
Bagian pembelian	: Sarjana ekonomi
Bagian penyediaan dana	: Sarjana ekonomi
j Kepala bagian umum	
Bagian Humas	: Sarjana Psikologi
Bagian Kesehatan	: Sarjana Kedokteran
Bagian personalia	: Sarjana Industri
Bagian Keamanan & Keselamatan	: SLTA
Bagian Hukum & Perdagangan	: Sarjana Hukum

10.7. Perencanaan Jumlah Karyawan

Dalam proses produksi Biodiesel ini memiliki beberapa proses dalam tahapan yaitu :

- Proses Persiapan Bahan baku
- Proses Reaksi
- Proses Pemisahan dan Pemurnian
- Penangan Produk
- Proses Penyediaan Utilitas

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga kerja operasional ada 5 tahapan proses. Dari Vilbrant & Dryen, Gambar 6.35 hal. 235, diperoleh jumlah

karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 55.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/tahun yaitu :

Karyawan Proses = 54 orang jam/hari.tahapan proses x Tahapan proses

= 54 orang jam/hari.tahapan proses x 5 Tahapan proses

= 270 orang/hari

Karena setiap hari ada 3 shift dan 4 regu dimana karyawan shift bekerja selama 8 jam/hari, maka :

$$\text{Karyawan Proses} = \frac{270}{8 \text{ jam x } 3 \text{ shift}} = 11 \text{ orang/shift}$$

= 11 orang/shift x 4 regu

= 44 orang

Jumlah karyawan staf = 102 orang

Jadi Jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Biodiesel ini adalah 146 orang.

Tabel 10.2 Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Bagian	Jumlah Karyawan
1	Dewan komisaris	5
2	Direktur utama	1
3	Kepala litbang	1
4	Karyawan litbang	2
5	Sekretaris direktur	2
6	Direktur produksi dan teknik	1
7	Direktur administrasi	1
8	Kepala dept. Teknik	1
9	Kepala dept. Produksi	1
10	Kepala dept. keuangan	1
11	Kepala dept. Pemasaran	1
12	Kepala dept. Umum	1
13	Kepala divisi QC dan laboratorium	1

14	Karyawan divisi QC dan laboratorium	3
16	Kepala divisi Proses	1
17	Karyawan divisi Proses	44
18	Kepala divisi Gudang	1
19	Karyawan divisi gudang	3
20	Kepala divisi Utilitas	1
21	Karyawan utilitas	5
22	Kepala divisi bengkel dan suku cadang	1
23	Karyawan divisi bengkel dan suku cadang	4
24	Kepala divisi pengendalian proses	1
25	Karyawan divisi pengendalian proses	5
26	Kepala divisi penjualan	1
27	Karyawan Penjualan	5
28	Kepala divisi promosi dan periklanan	1
29	Karyawan promosi dan periklanan	3
30	Kepala divisi research Marketing	1
31	Karyawan research Marketing	3
32	Kepala divisi transportasi	1
33	Karyawan divisi transportasi	2
34	Sopir	3
35	Kepala divisi pembukuan keuangan	1
36	Karyawan pembukuan keuangan	2
37	Kepala divisi Penyediaan dan Pembelanjaan	1
38	Karyawan Penyediaan dan Pembelanjaan	3
39	Kepala Divisi kesehatan	1
40	Karyawan kesehatan	2
41	Kepala divisi Personalia	1
42	Karyawan divisi personalia	2
43	Kepala divisi ketenagakerjaan	1
44	Karyawan Ketenagakerjaan	2

45	Kepala divisi keamanan	1
46	Karyawan keamanan	10
47	Kepala divisi Kebersihan	1
48	Karyawan Kebersihan	10
	Total	**146**

10.7. Sistem Upah

Ada pabrik ini sistem upah berbeda-beda tergantung pada status karyawan dan tingkat pendidikan, serta besar kecilnya kedudukan, tanggung jawab dan keahliannya. Menurut status karyawan pabrik dapat dibagi menjadi tiga golongan, dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status ini, maka sistem pengupahanpada pabrik ini adalah :

- Upah bulanan

  Upah bulanan diberikan kepada karyawan tetapi besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir bulan.
- Upah mingguan

  Upah harian diberikan kepada karyawan harian tetapi yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada setiap akhir pekan.
- Upah borongan

  Upah borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan dan duberikan setelah pekerjaan itu selesai.

10.7. Jaminan Sosial

Selain mendapatkan gaji tetap setiap bulan, para karyawan juaga menerima tunjangan atau jaminan sosial yang lain yang diberikan oleh perusahaan, sehingga kesejahteraan akan lebih terjamin dan diharapkan akan bekerja lebih giat.

1. Tunjangan tahunan

   Dalam setahun sekali karyawan mendapat tunjangan sebesar gaji setiap bulan.
2. Insentif atau bonus

   Insentif atau bonus yang diberikan tergantung pada keuntungan diakhir tahun dimana jumlah insentif tersebut tergantung pada jabatan dan golongan.

3. Perumahan

   Perumahan diberikan terutama bagi karyawan yang menduduki jabatan penting, mulai dari direksi dampai kepala seksi.

4. Asuransi Kesehatan

   Untuk keperluan ini perusahaan menyediakan poliklinik, yaitu untuk pengobatan para karyawan yang menderita sakit atau kecelakaan kerja dan biaya ditanggung oleh perusahaan.

5. Cuti

   - Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
   - Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
   - Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
   - Cuti untuk keperluan dinas dan perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

BAB XI
ANALISIS EKONOMI

Dalam perencanaan sebuah pabrik kita memerlukan peninjauan terhadap faktor-faktor ekonomi untuk mengetahui layak atau tidak pabrik ini didirikan dengan memperhitungkan aspek untung rugi.

Aspek yang dapat dijadikan untuk pertimbangan adalah:

- Laju Pengembalian Modal *(Internal Rate of Return)*
- Lama Pengembalian Modal *(Pay Out Time)*
- Titik Impas *(Break Event Point)*
- Laju Pengembalian Modal *(Return of Invesment)*/(dalam pengaruh bunga bank)

  Didalam menentukan beberapa aspek di atas ada beberapa hal Faktor penentu yang harus diketahui.

Faktor-Faktor Penentu itu adalah :

1. Penaksiran modal investasi total *(Total Capital Invesment)* terdiri atas :
   a. Modal tetap *(Fixed Capital Invesment)*
   b. Modal kerja *(Work Capital Invesment)*
2. Penentuan biaya produksi total *(Total Production Cost)*, terdiri atas :
   a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost)*
   b. Biaya pengeluaran umum *(General Expenses)*
3. Total pendapatan

11.1.Faktor-faktor Penentu

11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

a. Biaya langsung *(Direct cost)*, meliputi :

- Pembelian alat
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Perpipaan terpasang
- Listrik terpasang

- Tanah dan bangunan
- Fasilitas pelayanan
- Pengambangan lahan

b. Biaya tak langsung *(Indirect cost)*

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal yang harus dikeluarkan dalam menjalankan proses produksi dalam jangka waktu yang telah ditetapkan.

a. Penyediaan bahan baku
b. Hasil Produksi
c. Piutang (financing)
d. Persediaan gaji/upah

Sehingga :

Total Capital Invesment (TCI) = Modal tetap (FCI) + Modal kerja (WCI)

***11.1.2.* Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)**

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost)*, terdiri dari :

- Biaya produksi langsung
- Biaya produksi tetap
- Biaya *overhead* pabrik

b. Biaya umum *(General Expenses)*, terdiri dari :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Research and development
- Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi nertujuan untuk mengetahui pabrik yang akan didirikan layak atau tidak. Pabrik biodiesel ini akan didirikan dengan kapasitas 55.000

ton/tahun. Secara garis besar perhitungan analisa ekonomi adalah sebagai berikut :

Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya langsung (DC) = Rp. 69.515.857.868

b. Biaya tak langsung (IC) = Rp. 19.464.440.203

c. Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 88.980.298.072

d. Modal kerja (WC) = Rp. 8.898.029.807

maka TCI = Rp. 97.878.327.879

Penentuan Total Production Cost (TPC)

a. Biaya produksi langsung (DPC) = Rp. 209.378.076.873

b. Biaya tetap (fixed cost/FC) = Rp. 42.354.621.882

c. Biaya overhead = Rp. 4.751.824.606

d. Biaya umum (general expenses) = Rp. 66.974.418

Maka TPC = Rp. 276.579.379.131

Laba Perusahaan

Total penjualan = Rp. 314.331.478.313

Pajak penghasilan = Rp. 15.100.839.672

Laba kotor = Rp. 37.752.099.181

Laba bersih = Rp. 22.651.259.509

Cash Flow (CA) = Rp. 31.549.289.316

Analisa Probabilitas

A. POT (Pay Out Time)

POT = 3,5712 tahun

B. ROI (Rate On Investment)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

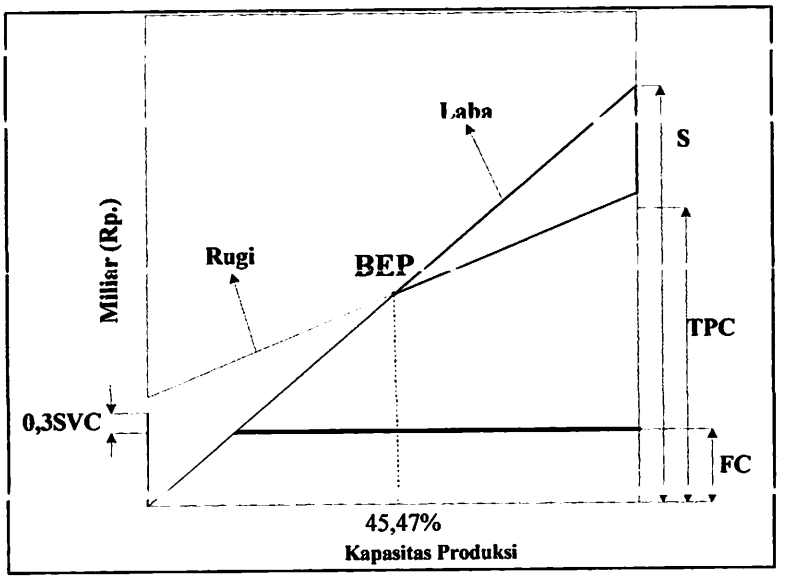
- ROI sebelum pajak = 42%
- ROI setelah pajak = 25%

C. BEP (Break Event Point)

- BEP adalah titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

Maka nilai BEP = 45,47

- Kurva BEP



D. SDP (Shut Down Point)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi

SDP 6,1034%

E. IRR (Internal Rate of Return)

Laju pengembalian modal yang dibandingkan dengan bunga bank apabila nilai dari IRR melebihi bunga bank maka pabrik tersebut layak didirikan.

Dari perhitunagn diperoleh nilai IRR = 25,39 %

Harga IRR lebih besar dari bungan bank (15%), maka pabrik Biodiesel ini layak didirikan.

BAB XII
KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Biodiesel dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian pabrik ini cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek antara lain:

a. Aspek Lokasi

   Pabrik ini didirikan di Kabupaten Tulang Bawang Provinsi Lampung

b. Aspek Ekonomi

   Setelah dilakukan analisis ekonomi terhadap Pabrik Biodiesel dari Limbah Minyak Kelapa Sawit ini dan dinilai menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut:

   TCI : Rp. 97.878.327.879,-

   ROI_{BT} : 42 %

   ROI_{AT} : 25 %

   POT : 3,5712 tahun

   BEP : 45,47 %

   IRR : 25,39 %

   Bunga Bank : 15 %

c. Aspek Pemasaran

   Produksi Biodiesel dalam perencanaan pabrik ini diharapkan dapat memperoleh pemasaran yang baik, ini dikarenakan kebutuhan biodiesel untuk campuran bahan bakar semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

1. Rahayu, M. 2005. *Teknologi Proses Produksi Biodiese,* Jurnal Prospek Pengembangan *Bio-Fuel* sebagai Substitusi Bahan Bakar Minyak.
2. Anonymous, 2006. *Sejarah Biodiesel.* http://www.balipost.co.id/ diakses tanggal 4 Maret 2012
3. Anonymous, 2012. *Pemanfaatan Limbah Cair Kelapa Sawit (CPO Parit)* http://www.pasarkreasi.com., diakses tanggal 2 April 2012.
4. Nurbita, M., Nurkholis. 2010. *Pembuatan Biodiesel dari Limbah CPO Parit dengan Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi.* Tugas Akhir, Tidak diterbitkan, Teknik Kimia D3 Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya
5. Prihandana, R., Hendro, R., Nuramin, M. 2006. *Menghasilkan Biodiesel Murah: Mengatasi Polusi dan kelangkaan BBM.* Agromedia Pustaka. Jakarta
6. Maksum, E. *Liquid Waste Utilization (POME) of Palm Oil Factory (PKS).* http://www.iges.or.jp.. diakses tanggal 4 April 2012.
7. Anonymous, 2011. *Material Safety Data Sheet tentang Metanol.* Microbial ID Chemicals. diakses tanggal 4 April 2012
8. Anonymous, 2011. *Material Safety Data Sheet tentang Sodium Methoxide.* Microbial ID Chemicals. diakses tanggal 5 April 2012
9. Anonymous, 2011. *Material Safety Data Sheet tentang Asam Sulfat.* Microbial ID Chemicals. diakses tanggal 5 April 2012
10. Anonymous, 2012. *Standart Nasional Indonesia 2006 tentang Syarat Biodiesel.* ESDM Indonesia
11. Anonymous, 2012. *Data Statistik Ekspor Impor dan Produksi Minyak Diesel.* ESDM Indonesia http://www.esdm.go.id diakses tanggal 15 Maret 2012
12. Anonymous, 2011. *Material Safety Data Sheet tentang Calsium Okside.* Microbial ID Chemicals. diakses tanggal 5 April 2012
13. Anonymous, 2011. *Material Safety Data Sheet tentang Glycerol.* Microbial ID Chemicals. diakses tanggal 4 April 2012
14. Anonymous, 2011. *Material Safety Data Sheet tentang Calcium Sulfat.* Microbial ID Chemicals. diakses tanggal 4 April 2012

15. Anonymous, 2011. *Material Safety Data Sheet tentang Calcium Hidroxide.* Microbial ID Chemicals. diakses tanggal 4 April 2012
16. Gerpen, J.V., 2004. *Biodiesel Production Technology.* NREL, Colorado.
17. Chongkhong, S., Tongurai, C., Chetpattananonadh, P. & Bunyakan, C. 2007. *Biodiesel Production by Esterification of Palm Oil Acid Distillate.* ScienceDirect, Biomass and Bioenergy.
18. Lurgi, GMBH. 2010. *Process for Continuostly Preparing Fatty Acid Methyl Ester or Fatty Esters.* US Patent 0105935 A1.
19. Geankoplis, C.J., 1997. *Transport Process and Unit Operation.* Prentice Hal of India, New Delhi.
20. Kern, D.Q. 1988. *Process Heat Transfer.* Mc Graw Hil Book Company, Singapore.
21. Ulrich, G.D., 1984. *A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economic.* United State of America.
22. Brownwll, L.E., Young, E.H., 1959. *Process Equipment Design Veseel Design.* John Wiley & Son Inc, New York.
23. Peters, M.S., Timmerhous, K.D., 1958. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers Fourth Edition.* Mc Graw Hil Book Company, Singapore.
24. Coulson, J.M., richardson, J.F., Sinnot, R.K., 1989. *Chemical Engineering Vol. 6, An Introduction to Chemical Engineering Design.* Pergamon Press, Singapore.
25. Vilbrand, D., 1959. *Chemical Engineering Plant Design Fourth Edition.* Mc Graw Hill, Tokyo.
26. Hesse, H.C., 1944. *Process Equipment Design.* Charlottesville.
27. Kusnarjo, 2010. *Desain Alat Pemindah Panas.* Sukses Mitra karya Mandiri, Surabaya.
28. Kusnarjo, 2010. *Ekonomi Teknik.* Sukses Mitra karya Mandiri, Surabaya.
29. Zhou, W., Bodcocok, D.G.B., 2006. *Phase Distribution of Alcohol, Glycerol and Catalyst in Transesterification of Soybean Oil.* JAOCS Vol 83, no 12.
30. Chandran, K., Venkata, R.K., Gopalan, A., Nagarajan, K., Ganesan, V., 2005. *Heat Capacity Measurements on Sodium Alkoxides.* ELSEVIER Vol. 438, Issues 1-2.
31. Anonymous, 2012. *Titrasi Asam Basa-Neutralisasi.* http://www.dostoc.com. diakses 3 Mei 2012.

32. Modul Water Treatment. 2001. http://www.pabriksawit.com. diakses 1 Agustus 2012.
33. Kurita Water Industries LTD. 1985. *Kurita handbook Of Water Treatment.* Shinjuku-ku, Tokyo.
34. Yangzhou walter Electrical Equipment Co.,LTD. 2012. MWM Diesel Generator Set. http://wetgenset.com diakses 1 Agustus 2012